

Titre: Simulation dynamique d'un atelier de fabrication de papier journal
et commande prédictive appliquée à la gestion des cassés et des
réservoirs d'eaux blanches
Title:

Auteur: Jean-Christophe Bonhivers
Author:

Date: 1999

Type: Mémoire ou thèse / Dissertation or Thesis

Référence: Bonhivers, J.-C. (1999). Simulation dynamique d'un atelier de fabrication de
papier journal et commande prédictive appliquée à la gestion des cassés et des
réservoirs d'eaux blanches [Master's thesis, École Polytechnique de Montréal].
Citation: PolyPublie. <https://publications.polymtl.ca/8738/>

 **Document en libre accès dans PolyPublie**
Open Access document in PolyPublie

URL de PolyPublie:
PolyPublie URL: <https://publications.polymtl.ca/8738/>

**Directeurs de
recherche:**
Advisors:

Programme: Unspecified
Program:

INFORMATION TO USERS

This manuscript has been reproduced from the microfilm master. UMI films the text directly from the original or copy submitted. Thus, some thesis and dissertation copies are in typewriter face, while others may be from any type of computer printer.

The quality of this reproduction is dependent upon the quality of the copy submitted. Broken or indistinct print, colored or poor quality illustrations and photographs, print bleedthrough, substandard margins, and improper alignment can adversely affect reproduction.

In the unlikely event that the author did not send UMI a complete manuscript and there are missing pages, these will be noted. Also, if unauthorized copyright material had to be removed, a note will indicate the deletion.

Oversize materials (e.g., maps, drawings, charts) are reproduced by sectioning the original, beginning at the upper left-hand corner and continuing from left to right in equal sections with small overlaps.

Photographs included in the original manuscript have been reproduced xerographically in this copy. Higher quality 6" x 9" black and white photographic prints are available for any photographs or illustrations appearing in this copy for an additional charge. Contact UMI directly to order.

Bell & Howell Information and Learning
300 North Zeeb Road, Ann Arbor, MI 48106-1346 USA

UMI[®]
800-521-0600

UNIVERSITÉ DE MONTREAL

**SIMULATION DYNAMIQUE D'UN ATELIER DE FABRICATION DE
PAPIER JOURNAL ET COMMANDE PRÉDICTIONNELLE APPLIQUÉE À LA
GESTION DES CASSÉS ET DES RÉSERVOIRS D'EAUX BLANCHES**

**JEAN-CHRISTOPHE BONHIVERS
DÉPARTEMENT DE GÉNIE CHIMIQUE
ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTREAL**

**MÉMOIRE PRÉSENTÉ EN VUE DE L'OBTENTION DU DIPLÔME DE
MAÎTRISE ÈS SCIENCES APPLIQUÉES
(GÉNIE CHIMIQUE)
JANVIER 1999**

©Jean-Christophe Bonhivers, 1999.



**National Library
of Canada**

**Acquisitions and
Bibliographic Services**

**395 Wellington Street
Ottawa ON K1A 0N4
Canada**

**Bibliothèque nationale
du Canada**

**Acquisitions et
services bibliographiques**

**395, rue Wellington
Ottawa ON K1A 0N4
Canada**

Your file Votre référence

Our file Notre référence

The author has granted a non-exclusive licence allowing the National Library of Canada to reproduce, loan, distribute or sell copies of this thesis in microform, paper or electronic formats.

The author retains ownership of the copyright in this thesis. Neither the thesis nor substantial extracts from it may be printed or otherwise reproduced without the author's permission.

L'auteur a accordé une licence non exclusive permettant à la Bibliothèque nationale du Canada de reproduire, prêter, distribuer ou vendre des copies de cette thèse sous la forme de microfiche/film, de reproduction sur papier ou sur format électronique.

L'auteur conserve la propriété du droit d'auteur qui protège cette thèse. Ni la thèse ni des extraits substantiels de celle-ci ne doivent être imprimés ou autrement reproduits sans son autorisation.

0-612-42897-4

Canada

UNIVERSITÉ DE MONTREAL
ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Ce mémoire intitulé:

**SIMULATION DYNAMIQUE D'UN ATELIER DE FABRICATION DE PAPIER
JOURNAL ET COMMANDE PRÉDICTIVE APPLIQUÉE À LA GESTION DES
CASSÉS ET DES RÉSERVOIRS D'EAUX BLANCHES**

présenté par: BONHIVERS Jean-Christophe

en vue de l'obtention du diplôme de: Maîtrise en sciences appliquées

a été dûment accepté par le jury d'examen constitué de:

M. TANGUY Philippe, Ph.D., président

M. PARIS Jean, Ph.D., membre et directeur de recherche

M. PERRIER Michel, Ph.D., membre et codirecteur de recherche

M. GENDRON Sylvain, Ph.D., membre

REMERCIEMENTS

Je suis reconnaissant à mon directeur de recherche, le professeur Jean Paris, et à mon codirecteur, le professeur Michel Perrier, de m'avoir donné la possibilité d'entreprendre ce projet de recherche. Je les remercie pour leur appui à tout moment et leurs conseils.

Les résultats de ce projet sont également les fruits des travaux antérieurs de MM. Ahcène Moussaoui et José Antonio Orccotoma.

Pour leur aide, leur amitié et tous les bons moments passés ensemble, je remercie Julie, Valérie, Denise, Christine, Héléna, Jean-François, Jérôme, Abder, Laurent, Jalel, Moussa et tous les autres membres du groupe de génie papetier.

RÉSUMÉ

Une des perturbations les plus importantes affectant le procédé de fabrication de papier journal est la rupture (ou casse) de la feuille dans la machine à papier. Elle provoque des changements des propriétés de la pâte alimentant la machine à papier et des variations considérables des demandes en eau du procédé, mettant à contribution le système de régulation de niveau des réservoirs d'eaux blanches. L'étude quantitative de l'impact de cette perturbation sur le procédé de fabrication de papier journal est difficile à cause du nombre élevé de paramètres impliqués et de la complexité du système, le circuit de production incluant de nombreuses boucles de circulation des eaux blanches à travers toute l'usine. En conséquence, un modèle dynamique doit être développé avant de concevoir des stratégies de contrôle qui réduisent la variabilité du procédé.

Ce projet a pour objectif de développer un modèle dynamique d'un atelier de fabrication de papier et de proposer des stratégies pour réduire les effets néfastes des casses. Un modèle dynamique de l'atelier de fabrication de papier journal de l'usine Kruger, Bromptonville, Québec, a d'abord été établi. L'analyse des perturbations engendrées par des casses à l'aide du modèle a ensuite permis de développer deux algorithmes de gestion.

À partir de la simulation de l'impact d'une casse prolongée sur les niveaux dans les réservoirs d'eaux blanches, un premier algorithme de commande prédictive a été développé en vue d'une gestion intégrée des inventaires des eaux disponibles. Les niveaux des réservoirs sont ajustés en résolvant un problème d'optimisation sous contrainte dont la fonction objectif contient des termes de débit de consommation d'eau fraîche, de débit des effluents, de variation des variables manipulées et de taux de variation de niveau des réservoirs. Les résultats de la simulation montrent que ce système intégré permet d'obtenir une réduction et une stabilisation du débit des effluents ainsi qu'une diminution des amplitudes des variations des actions de contrôle. Cet algorithme évite les déséquilibres locaux en eau blanche en additionnant les capacités des réservoirs et a dès lors pour effet de retarder au maximum l'addition d'eau fraîche ou le rejet des eaux vers le système de traitement.

Enfin, l'analyse par simulation des effets d'une variation du ratio des pâtes à l'entrée du cuvier de la machine sur la rétention première et le poids sec dans le sens machine nous a amené à développer une stratégie basée sur une commande prédictive pour la gestion de la réutilisation des cassés. L'objectif de contrôle est de minimiser les variations des propriétés intensives de la pâte à l'entrée de la machine à papier, telles que la consistance, la distribution de la taille et de la qualité des fibres, la concentration en solides dissous et la température, en ajustant le ratio des cassés tout en respectant les contraintes du procédé telles que le niveau des cassés et le temps pour évacuer la pâte accumulée dans le réservoir des cassés. Les simulations

montrent que la stratégie de gestion des cassés basée sur la commande prédictive réduit l'amplitude et la vitesse des variations de toutes les propriétés de la pâte dans la caisse d'arrivée par rapport à la stratégie habituelle et ce pour toute durée de casse. L'application de cet algorithme en usine devrait améliorer l'opération de la machine à papier.

ABSTRACT

One of the most frequent perturbations affecting the paper making process is the break of the sheet in the paper machine. It causes changes of properties in the pulp furnish and large variations of the water demands which perturb the level control system of the whitewater tanks. The quantitative study of the perturbations in a paper making process is difficult due to the number of parameters and to the system complexity, the process including a lot of whitewater loops. As a consequence, a dynamic model has to be developed before designing control strategies to reduce the process variability.

The objective of this project was to develop a dynamic model of a paper process and to propose strategies to reduce the detrimental effects of a break. A dynamic model of the paper machine section of a Kruger newspaper mill in Bromptonville, Quebec, has first been established. The analysis by simulation of the perturbations caused by breaks has been used to develop two management algorithms.

From the simulation of the impact of a long duration break on the whitewater tank levels, a first model predictive control based algorithm has been developed for an integrated management of water inventories. The tank levels are adjusted by solving an optimization problem with an objective function which takes into account flowrates of fresh water consumption and effluent sent to treatment, variations of

manipulated variables and rate of level variation. The simulation results show that a reduction and stabilization of the effluent flow rate and a decrease of control actions variations can be achieved with the integrated system. This algorithm avoids local imbalances of whitewater by taking advantage of the combined tanks capacities so that the fresh water addition and the reject of water to treatment are delayed as much as possible.

Finally, the analysis by simulation of the effects of a change in broke ratio before the mixing chest on the first pass retention and on the basis weight has led to the development of a model predictive control based strategy for broke recycling. The control objective is to minimize the intensive properties of the pulp fed to the paper machine, such as consistency, size distribution of fibres, dissolved solids concentration and temperature, by adjusting the broke ratio while satisfying process constraints such as maximum and minimum level in the broke tank and the time for emptying the broke tank. Simulations show that the management strategy based on model predictive control reduces the amplitude and rate of variations of the pulp properties in the headbox versus the usual strategy and this for any break duration. Implementation of this algorithm should improve the paper machine runnability and stability.

TABLE DES MATIÈRES

REMERCIEMENTS.....	iv
RÉSUMÉ.....	v
ABSTRACT	viii
TABLE DES MATIÈRES.....	x
LISTE DES TABLEAUX.....	xiv
LISTE DES FIGURES.....	xv
LISTE DES SIGLES.....	xviii
CHAPITRE I INTRODUCTION	1
1.1 Problématique et objectifs	1
1.2 Organisation du mémoire et méthodologie	2
CHAPITRE II SIMULATION DYNAMIQUE DE L'ATELIER DES MACHINES	
PAPIER.....	4
2.1 Introduction	4
2.2 Description sommaire de l'atelier.....	5
2.2.1 Présentation générale.....	5
2.2.2 Description sommaire d'une machine à papier.....	5
2.2.3 Description sommaire du système commun d'eaux blanches.....	8
2.2.4 Caractéristiques générales.....	8
2.3 Mise en œuvre de la simulation.....	11
2.4 Analyse des effets des casses	14

2.4.1 Effet d'une casse sur les niveaux des réservoirs d'eaux blanches	14
2.4.2. Effet d'un changement du ratio des cassés sur l'opération de la machine.....	199
2.5 Conclusions sur la modélisation	20
CHAPITRE III MODEL PREDICTIVE CONTROL FOR INTEGRATED MANAGEMENT OF WHITEWATER TANKS	22
3.1 Présentation	23
3.2 Executive summary.....	24
3.3 Introduction	25
3.4 Case study.....	27
3.4.1 Process description	27
3.4.2 Problem Treated	28
3.5 Control algorithm.....	29
3.5.1 Objective function	30
3.5.2 Relationship between the objective function and control inputs	31
3.5.3 Process constraints.....	32
3.5.4 Optimization method	33
3.6 Problem Solution.....	34
3.6.1 Hypotheses	33
3.6.2 Objective function.	35
3.6.3 Relationship between objective function and control inputs	36
3.6.4 Relationship between constraints and control inputs	37

3.7 Results.....	38
3.7.1 Local controllers strategy.....	38
3.7.2 Integrated management.....	39
3.7.3 Discussion.....	40
3.8 Conclusion.....	40
3.9 Acknowledgment.....	41
3.10 Literature cited.....	41
 CHAPITRE IV MANAGEMENT OF BROKE RECIRCULATION IN AN INTEGRATED PAPER MILL.....	 48
4.1 Présentation	49
4.2 Abstract	50
4.3 Introduction	50
4.4 Case Study.....	53
4.4.1 Process description	53
4.4.2 Model.....	54
4.5 Optimization Algorithm.....	56
4.5.1 Optimization of the broke ratio during a break.....	56
4.5.2 Optimization of the broke ratio after a break.....	60
4.5.3 Management of the broke tank.....	61
4.6 Results.....	63
4.6.1 Optimal sequence of broke ratios during a break.....	63
4.6.2 MPC management versus manual adjustments.....	64

4.7 Conclusions	66
4.8 Acknowledgment	67
4.9 Literature cited	67
CONCLUSION	80
RÉFÉRENCES	83
 ANNEXE 1 DIAGRAMMES DE SIMULATION	86
ANNEXE 2 BILANS DE MATIÈRE EN RÉGIME PERMANENT	87

LISTE DES TABLEAUX

CHAPITRE II

Tableau 2.1: Principaux courants du système commun.....	10
Tableau 2.2: Contrôle de niveau des réservoirs d'eaux blanches.....	17

CHAPITRE III

Tableau 3.1: Tanks Dimensions.....	46
Tableau 3.2: Actions Taken by Local Level Controllers.....	46
Tableau 3.3: Perturbations Following a Sheet Break.....	47
Tableau 3.4: Results from Local and Global Management Systems.....	47

ANNEXE II

Tableau 2.a: Courants principaux de la machine à papier n°1.....	89
Tableau 2.b: Courants principaux de la machine à papier n°2.....	94
Tableau 2.c: Courants principaux de la machine à papier n°3.....	99

LISTE DES FIGURES

CHAPITRE II

Figure 2.1: Diagramme général de l'atelier des machines à papier.....	6
Figure 2.2: Diagramme simplifié d'une machine à papier.....	7
Figure 2.3: Diagramme simplifié du système commun.....	9
Figure 2.4: Contrôle de niveau de réservoirs d'eaux blanches.....	16
Figure 2.5: Effet d'une casse sur les niveaux des réservoirs d'eaux blanches.....	17
Figure 2.6: Effet de la variation du ratio des cassés sur l'opération de la machine.....	21

CHAPITRE III

Figure 3.1: Whitewater Network of a Newspaper Mill Used as Case Study.....	43
Figure 3.2: Response of the Locally Controlled Whitewater System.....	44
Figure 3.3: Response of the Whitewater System Managed by MPC.....	45

CHAPITRE IV

Figure 4.1: Typical Broke Recirculation System.....	70
Figure 4.2: Actual Control System for the Broke Tank and Machine Chest.....	71
Figure 4.3: Sequence of Manual Adjustments of the Broke Ratio.....	72

Figures 4.4 Effect of the Increase in Broke Ratio on the Retention, Pulp Consistency in the Headbox and Basis Weight control.....	73
Figure 4.5: Histogram of Breaks Duration During a Year.....	74
Figure 4.6: Optimal Sequence of Ratios During a Break. as a Function of Break Duration and Broke Level.....	75
Figure 4.7: Comparison Between MPC Management and Manual Adjustment for a Sequence of Two Breaks.....	76
Figure 4.8: Comparison Between MPC Management and Manual Adjustment for Break Duration of 65 Minutes.....	77
Figure 4.9: Variations of the Amplitude of Mixed Pulp Properties with MPC management and Manual Adjustment.....	78
Figure 4.10: Sum of squares of Properties Variations of Mixed Pulp with MPC Management and Manual Adjustment.....	79

ANNEXE 1

Figure A1: Machine à papier n°1.....	86
Figure A2: Machine à papier n°2.....	86
Figure A3: Machine à papier n°3.....	86
Figure A4: Système commun.....	86

LISTE DES SIGLES

CHAPITRE II

- F** courant dont le débit n'est pas manipulé par un régulateur de niveau
- LC** régulateur de niveau
- V** courant dont le débit est manipulé par un régulateur de niveau

CHAPITRE III

- A** matrice des coefficients de la fonction objectif
- A_l** section du réservoir l
- B** vecteur des constantes de la fonction objectif
- C** matrice des coefficients des contraintes
- D_o** densité de l'eau blanche dans le réservoir, kg/m^3
- $F_{j,n}$** débit non manipulé de l'entrée j au temps $n \cdot \Delta t$, m^3/min
- $Fin_{i,n}$** débit de l'entrée d'eau fraîche i au temps $n \cdot \Delta t$, m^3/min
- $Fout_{j,n}$** débit de l'effluent j au temps $n \cdot \Delta t$, m^3/min
- $Fobj$** fonction objectif
- $H_{l,n}$** hauteur du liquide dans le réservoir l au temps $n \cdot \Delta t$, m
- $Hmax_l$** hauteur du réservoir l , m
- hc** horizon de commande
- hp** horizon de prédiction
- $nfin$** nombre de courants d'entrée dont le débit n'est pas manipulé

nf_{out}	nombre de courants de sortie dont le débit n'est pas manipulé
n_{in}	nombre de courants d'entrée d'eau fraîche
n_{man}	nombre de variables manipulées
n_{out}	nombre de courants de sortie vers le traitement des effluents
n_{tan}	nombre de réservoirs
nu_{in}	nombre de courants d'entrée manipulés
nu_{out}	nombre de courants de sortie manipulés
\underline{R}	vecteur des constantes des contraintes
T_i	réservoir numéro i
\underline{U}	vecteur des variables manipulées
$U_{k,n}$	variable manipulée k au temps $n \cdot \Delta t$
w_i	facteur de pondération
Δt	période d'échantillonnage, min

CHAPITRE IV

A	section du réservoir, m^2
F_3	débit volumétrique de pâte mélangée
H	niveau de pâte dans le cuvier de la machine
H_{max}	niveau maximum dans le réservoir des cassés
H_{min}	niveau minimum dans le réservoir des cassés
H_{ref}	niveau de référence, m
P	valeur de la propriété intensive de la pâte mélangée

P_1	valeur de la propriété intensive de la pâte des cassés
P_2	valeur de la propriété intensive de la pâte fraîche
R	ratio des cassés
R_{\max}	ratio maximum
R_{opt}	séquence optimale de ratio des cassés durant une casse
U_T	débit volumétric total entrant dans le cuvier de la machine
Z	fonction objectif
ρ	densité de la pâte dans le cuvier de la machine
ρ_1	densité des cassés dilués
ρ_2	densité de la pâte fraîche
Δt	période d'échantillonnage, min

Indices

0	régime permanent
bf	situation avant une casse
c	état actuel

CHAPITRE I: INTRODUCTION

1.1 Problématique et objectifs

Le comportement dynamique d'un atelier de fabrication de papier journal est difficile à analyser car le procédé comporte un grand nombre de boucles, la pâte est un mélange complexe et la représentation mathématique de certaines opérations ardue. Dès lors, l'analyse des effets des perturbations requiert le développement d'un modèle dynamique. La capacité du système de contrôle à gérer des perturbations peut ensuite être évaluée afin de développer des stratégies de contrôle qui réduisent la variabilité du procédé. Ces stratégies pourront ensuite être testées sur le modèle avant d'être appliquées en usine.

Dans les usines de papier journal, la perturbation la plus importante est la casse de la feuille de papier dans la machine à papier. En premier lieu, la remise en pâte de la feuille cassée consomme de grandes quantités d'eaux blanches, créant alors des variations soudaines dans les inventaires. Ensuite, la réutilisation des cassés dans la machine à papier affecte son opération.

Les objectifs de ce projet sont les suivants:

- Développer un modèle dynamique d'un atelier de fabrication de papier journal.

Ce modèle devra permettre d'évaluer les effets d'une casse prolongée sur les inventaires d'eaux blanches et d'une variation du ratio des pâtes à l'entrée du cuvier de mélange sur l'opération de la machine à papier.

- Développer des stratégies pour améliorer la gestion des inventaires d'eaux blanches et des cassés à partir de l'analyse de l'impact des perturbations engendrées par les casses.

1.2 Organisation du mémoire et méthodologie

Ce mémoire contient une présentation générale du modèle dynamique des machines à papiers, deux articles soumis à des revues du domaine et des conclusions générales. L'examen de l'état de l'art est inclus dans les deux articles.

Une simulation dynamique de l'atelier de fabrication de papier journal de l'usine Kruger, Bromptonville (Québec), a été développée pour évaluer la capacité du système de contrôle actuel à gérer les perturbations causées par les casses. Le chapitre 2 contient une description sommaire de l'atelier, décrit la façon dont la simulation a été mise en œuvre et analyse les effets des casses sur les inventaires d'eaux blanches et l'opération de la machine.

Le chapitre 3 inclut un article soumis pour publication dans la revue Tappi Journal. Un algorithme de commande prédictive y est proposé en vue d'une gestion globale des inventaires des eaux disponibles. Cet algorithme permet d'éviter les déséquilibres locaux en eau blanche en additionnant les capacités des réservoirs et a pour effet de retarder au maximum l'addition d'eau fraîche ou le rejet des eaux vers le système de traitement des effluents.

Le chapitre 4 inclut un article soumis à la revue Control Engineering Practice. Une stratégie basée sur une commande prédictive y est présentée pour déterminer le ratio optimal des cassés à l'entrée du cuvier de la machine. L'algorithme développé permet de minimiser les variations de toutes les propriétés intensives de la pâte mélangée tout en respectant les contraintes du procédé telles que le niveau dans le réservoir des cassés et le temps nécessaire pour évacuer la pâte accumulée dans ce réservoir.

Enfin, une conclusion résume les contributions du mémoire et identifie une nouvelle voie de recherche.

CHAPITRE II : SIMULATION DYNAMIQUE DE L'ATELIER DES MACHINES PAPIER

2.1 Introduction

Dans les usines de papier journal, la perturbation la plus importante est la casse de la feuille de papier dans la machine à papier. En premier lieu, la remise en pâte de la feuille cassée consomme de grandes quantités d'eaux blanches, créant alors des variations soudaines dans les inventaires. Dans les usines à haut degré de fermeture où la marge de manœuvre est étroite, la gestion de ces inventaires est difficile. Ensuite, la réutilisation des cassés dans la machine à papier affecte son opération. Dans cette étude, un modèle dynamique de l'atelier de fabrication de papier journal de l'usine Kruger, Bromptonville (Québec), a été développé lors d'un séjour sur place d'avril à septembre 1997 pour simuler les effets de la casse de la feuille sur les inventaires d'eaux blanches et sur l'opération de la machine et pour évaluer la capacité du système de contrôle actuel à gérer ces perturbations. Les informations sur le procédé ont été fournies par le personnel de l'usine ou proviennent d'une étude antérieure (Braker et al, 1996).

Ce chapitre est organisé de la façon suivante. L'atelier est d'abord présenté brièvement. La façon dont la simulation a été mise en œuvre est ensuite décrite.

Finalement, les effets des casses sont analysés afin de développer des stratégies de contrôle qui réduisent l'impact de ces perturbations.

2.2 Description sommaire de l'atelier

2.2.1 Présentation générale

La Figure 2.1 présente l'atelier de fabrication de papier qui est composé de trois machines à papier et du système commun de traitement des eaux blanches et des cassés. Les machines à papier sont alimentées en pâte fraîche, en pâte récupérée (appelée pâte des cassés) et en eau blanche provenant du système commun. Elles produisent du papier journal, de l'eau blanche riche et des rognures ou des cassés. Le système commun traite les eaux blanches, les rognures et les cassés avant leur réutilisation dans le procédé.

2.2.2 Description sommaire d'une machine à papier

La Figure 2.2 présente le diagramme d'écoulement simplifié d'une machine à papier. La pâte fraîche et les cassés sont dilués et ensuite mélangés dans le cuvier de mélange de la machine. La pâte mélangée, dont la consistance est égale à 3.5%, est ensuite diluée jusqu'à environ 1% avec de l'eau blanche du silo et traitée par les épurateurs. Les rejets des épurateurs sont traités à l'atelier des pâtes. Les acceptés des épurateurs sont envoyés vers les tamis. La pâte acceptée des tamis est alors égouttée au niveau du formeur et des presses. La feuille passe ensuite dans la sécherie et

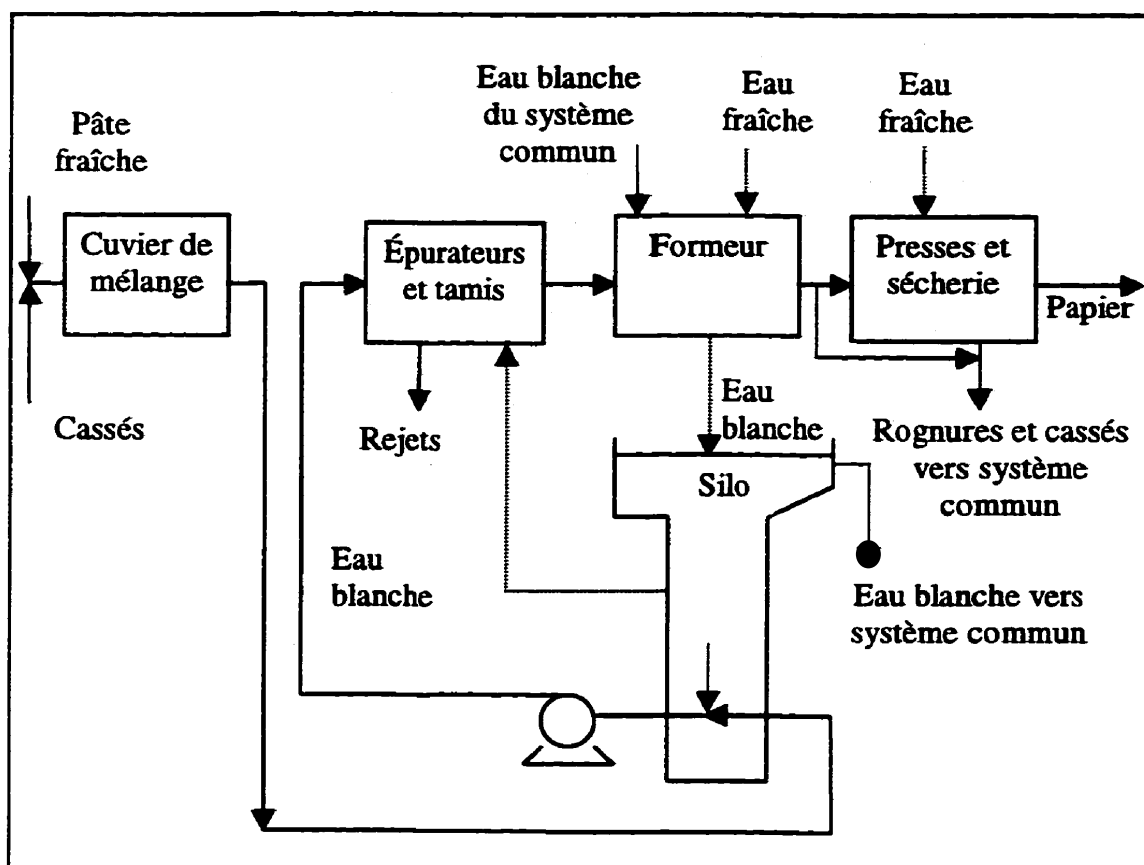


Figure 2.2 : Diagramme simplifié d'une machine à papier

2.2.3 Description sommaire du système commun d'eaux blanches

La Figure 2.3 présente le diagramme simplifié du système commun. La pâte résultant de la dilution des rognures provenant des machines est traitée par le filtre à disques des cassés. Les filtrats clairs et nuageux produits sont récupérés et réutilisés aux machines. L'excès d'eau blanche est envoyé vers les cuiviers centraux d'eaux blanches. Les cassés sont directement envoyés vers le cuvier des cassés haute concentration. Lorsque le niveau de pâte dans ce cuvier s'élève, le ratio des cassés à l'entrée du cuvier de mélange des machines est modifié par l'opérateur. L'eau blanche qui provient des machines à papier est traitée par deux filtres à disques en parallèle. Les filtrats des filtres à disques sont ségrégués, stockés dans les cuiviers d'étanchéité ou dans les cuiviers centraux et redistribués vers les machines. L'eau blanche des machines à papier qui ne peut être traitée par les filtres à disques est directement dirigée vers les cuiviers centraux. L'excès d'eau blanche est envoyé vers le système de traitement des effluents. Le débit et la consistance des principaux courants du système commun sont repris dans le Tableau 2.1 (le numéro des courants réfère à la Figure 2.3).

2.2.4 Caractéristiques générales

L'atelier produit 650 tonnes de papier journal par jour. Le procédé consomme environ 8 m³ d'eau fraîche par tonne de papier produit. L'eau fraîche de procédé est utilisée pour les douches et pour le contrôle de niveau de certains réservoirs d'eaux blanches. L'excès des eaux du procédé de l'atelier des machines est rejetée du cuvier

de surplus d'eaux blanches du système commun vers le système de traitement des effluents.

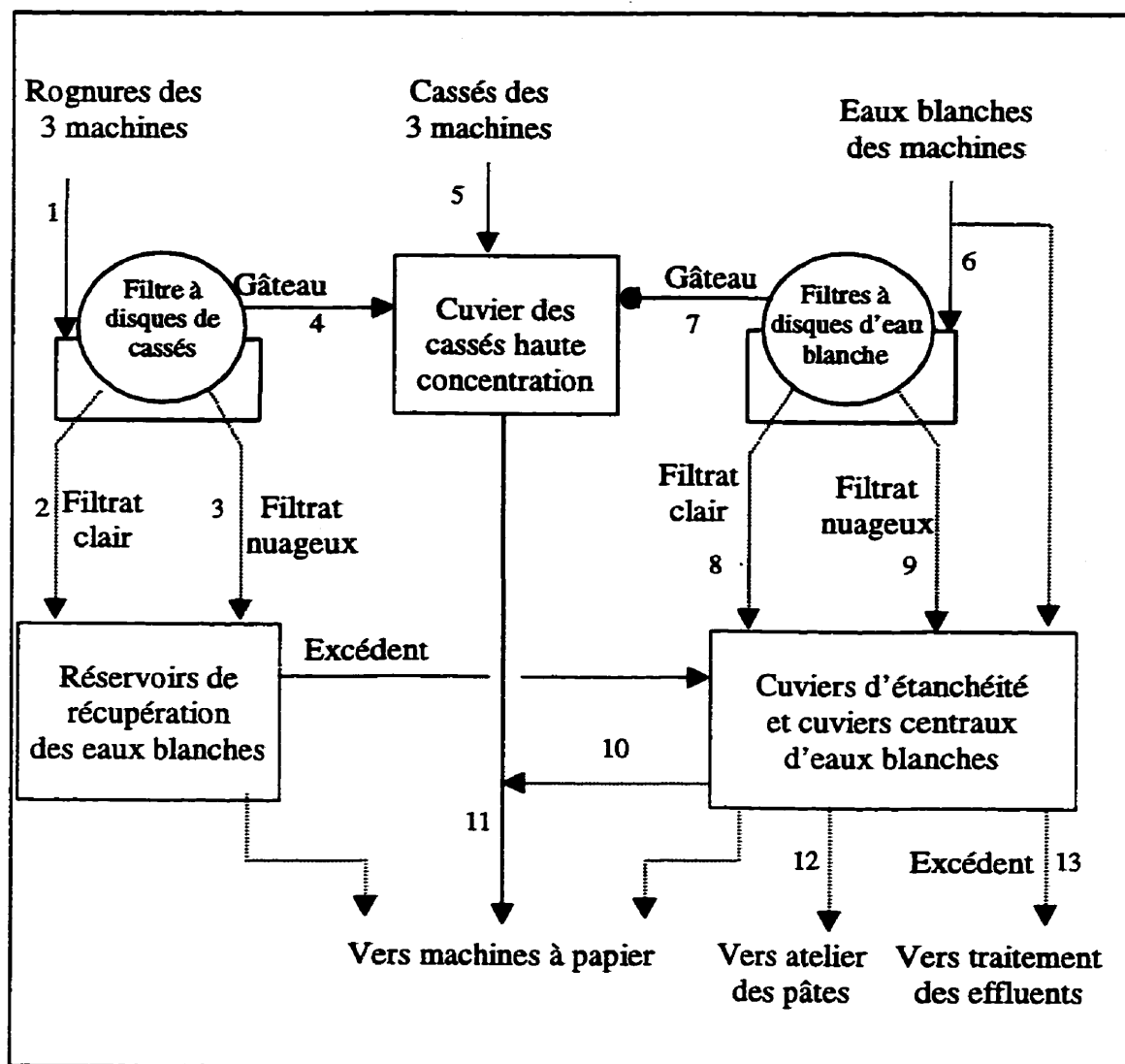


Figure 2.3: Diagramme simplifié du système commun

Tableau 2.1 : Principaux courants du système commun

Désignation du courant	Débit (t/d)	Consistance (%)
1- Rognures des 3 machines vers le filtre à disques des cassés	8691	1.26
2- Filtrat clair du filtre à disques des cassés	1993	0.02
3- Filtrat nuageux du filtre à disques des cassés	5362	0.05
4- Gâteau du filtre à disques des cassés	1336	8.00
5- Cassés des 3 machines	1286	3.50
6- Eaux blanches des 3 machines vers les filtres à disques	6837	0.44
7- Gâteau des filtres à disques d'eaux blanches	337	8.00
8- Filtrat clair des filtres à disques d'eaux blanches	2600	0.02
9- Filtrat nuageux des filtres à disques d'eaux blanches	3900	0.06
10- Eau blanche pour la dilution des cassés	2252	0.14
11- Cassés dilués vers machines à papier	5211	3.50
12- Eau blanche vers atelier des pâtes	8500	0.14
13- Excédent vers traitement des effluents	5400	0.12

2.3 Mise en œuvre de la simulation

Le développement du modèle dynamique comprend les étapes suivantes.

1. Établissement des diagrammes d'écoulement du procédé. Les diagrammes de simulation des trois machines à papier et du système commun sont repris en annexe 1.
2. Calcul du bilan à l'état stationnaire. Un bilan sur l'eau, les fibres longues, les fines, les solides dissous totaux et la température a été calculé pour l'ensemble des courant à l'aide des analyses effectuées dans le laboratoire de l'usine, des données fournies par le système de contrôle distribué et des informations provenant de Braker et al (1996). Les résultats pour les principaux courants des trois machines à papier sont présentés en annexe 2.
3. Représentation de la dynamique du procédé. La représentation en mode dynamique nous a incité à modéliser le système avec plus de précision et à recueillir des informations supplémentaires sur la géométrie des réservoirs (hauteur et section) et le système de contrôle. Le modèle a été développé à l'aide du logiciel de simulation CADSIM plus PAPDYN à structure séquentielle modulaire. Les principaux modules rencontrés en génie papetier, tels que tamis, épurateurs, raffineurs, formeur, réservoirs, sont prédéfinis dans le logiciel. Ces modules prédéfinis n'ont cependant pas été utilisés, à l'exception des réservoirs, car ils sont

appareils délicats à manipuler du fait des équations et des hypothèses peu adaptées à la réalité dynamique du procédé. En conséquence, la plupart des modules ont été modifiés afin que les paramètres des équations qui représentent une opération restent valables dans le cas où l'alimentation est perturbée. De plus, l'application des relations de Bernoulli aux courants compris entre la vanne de grammage et la caisse d'arrivée a permis de mieux représenter la phase de préparation de la pâte avant son passage sur le formeur.

Les principales hypothèses ont été les suivantes :

- Le procédé inclut deux types d'équipement, ceux qui sont caractérisés par une dynamique lente (les réservoirs) et ceux caractérisés par une dynamique rapide (les épurateurs, tamis, filtres d'eau blanche, formeurs, presses et sècherie).
- Les propriétés dans les réservoirs ont été supposées homogènes (modèle de cuvier parfaitement mélangé).
- Les retards dus au transport de la pâte dans les tuyaux, aux vannes et senseurs ont été négligés.

Les principaux objectifs du système de contrôle sont d'assurer l'uniformité de l'alimentation de la machine à papier et de gérer les cassés et les inventaires d'eaux blanches afin d'éviter le débordement ou la mise à sec des réservoirs. Pour atteindre ces objectifs, des boucles de régulation de niveau, consistance, débit, température, pression, poids sec et humidité dans le sens machine ont été incorporées. Tous les régulateurs sont à actions proportionnelle et intégrale et ont été syntonisés en considérant chaque boucle de régulation comme un système à une entrée et une sortie. Les équations représentant les opérations et les boucles de contrôle nécessaires à l'élaboration du modèle sont décrites en détail dans Bonhivers et al (1998). Le modèle, tel qu'il a été construit, peut être utilisé pour étudier le comportement dynamique du procédé en réponse à des casses à la machine à papier et pour évaluer la capacité du système de contrôle à gérer les perturbations sévères dans une usine à haut degré de fermeture. De plus, le modèle permet d'étudier les perturbations causées par une variation de consistance de la pâte dans le cuvier de mélange ou par l'ouverture d'un épurateur sur l'opération de la machine à papier. Les effets d'un changement de la consigne du contrôle du poids sec dans le sens machine, de la vitesse de la machine à papier ou de la surface d'ouverture de la règle de la caisse d'arrivée sur la rétention dans la zone de formation et la consistance des eaux blanches dans le silo peuvent également être évalués. Le couplage entre le contrôle de pression du coussin d'air et le contrôle du niveau de pâte dans la caisse d'arrivée de la machine à papier n°1, ainsi que son effet sur la vitesse d'éjection de la pâte est aussi représenté. Il en est de même du couplage entre le contrôle de pression

dans la caisse d'arrivée et le contrôle du niveau de pâte dans le silo secondaire des machines à papier n°2 et 3. La section qui suit présente les effets des casses sur le comportement dynamique du procédé.

2.4 Analyse des effets des casses

Les résultats de la simulation concernant les perturbations causées par une casse sur les niveaux des réservoirs d'eaux blanches sont d'abord présentés. Ensuite, l'effet d'un changement de ratio des cassés sur l'opération de la machine à papier est décrit.

2.4.1 Effet d'une casse sur les niveaux des réservoirs d'eaux blanches

La Figure 2.4 et le Tableau 2.2 décrivent le système de contrôle de niveau des cuiviers d'eaux blanches pauvres, riches et de surplus. Le régulateur de niveau LC1 agit sur la vanne d'eau fraîche V1 seulement lorsque le niveau dans le cuvier d'eau blanche pauvre atteint 45%. Le niveau du cuvier est normalement contrôlé par le régulateur LC2 qui agit sur la vanne V2 d'ouverture d'eau blanche du cuvier d'étanchéité. Le cuvier central d'eau blanche riche est contrôlé par les régulateurs LC3 et LC4 qui agissent respectivement sur le débit d'entrée d'eau blanche pauvre (V3) et le débit de sortie (V4) vers le réservoir d'eau blanche riche de réserve lorsque le niveau de celui-ci est inférieur à 90%.

La Figure 2.5 montre l'effet d'une casse de 40 minutes au rouleau coucheur de la machine à papier n°3 sur les niveaux dans les cuiviers centraux d'eaux blanches pauvres, riches et de surplus, et le réservoir des cassés (a) ainsi que les conséquences sur la consommation d'eau fraîche et le débit envoyé vers le traitement des effluents (b et c). À $t=25$ minutes, une casse a lieu au niveau du rouleau coucheur de la machine à papier n°3. La demande en eau blanche riche pour diluer les cassés (F1) augmente brusquement. Le niveau dans le cuvier d'eau blanche riche baisse et la vanne alimentant le cuvier de réserve d'eau blanche riche, V4, ferme tandis que la vanne d'eau blanche pauvre, V3, s'ouvre. Le niveau dans le cuvier d'eau blanche pauvre baissant, le débit provenant du cuvier d'étanchéité du filtre à disques (V2) augmente. Lorsque le niveau dans le réservoir des cassés atteint 30%, le ratio des cassés à l'entrée de la machine à papier est augmenté jusqu'à 20%, ce qui a pour effet de réduire la demande en eau blanche riche pour diluer la pâte fraîche, F2. Lorsque le niveau dans le cuvier d'eau blanche pauvre atteint 45%, la vanne d'eau fraîche, V1, s'ouvre. À $t=65$ minutes, la casse s'arrête et la demande en eau blanche riche F1 diminue brusquement. La vanne V3 ferme et la vanne alimentant le cuvier de réserve d'eau blanche riche, V4, s'ouvre. Le niveau dans le cuvier d'eau blanche pauvre monte et V1 ferme. Le niveau du cuvier d'eau blanche riche continue à monter car le ratio des cassés maintenu à 20% a pour effet d'une part de réduire la demande en eau de dilution pour la pâte fraîche F2 et d'autre part de limiter le débit envoyé dans le cuvier de réserve d'eau blanche riche (V4) du fait d'un haut niveau causé par le ralentissement de la production de pâte. À $t=290$ minutes, le cuvier

d'eau blanche riche déborde dans le cuvier de surplus, ce qui provoque une augmentation du débit envoyé vers le traitement des effluents (F4). Lorsque le ratio des cassés revient à 5%, la demande en eau blanche riche pour diluer la pâte fraîche F2 augmente et le niveau du cuvier de réserve d'eau blanche riche baisse car la production de pâte augmente.

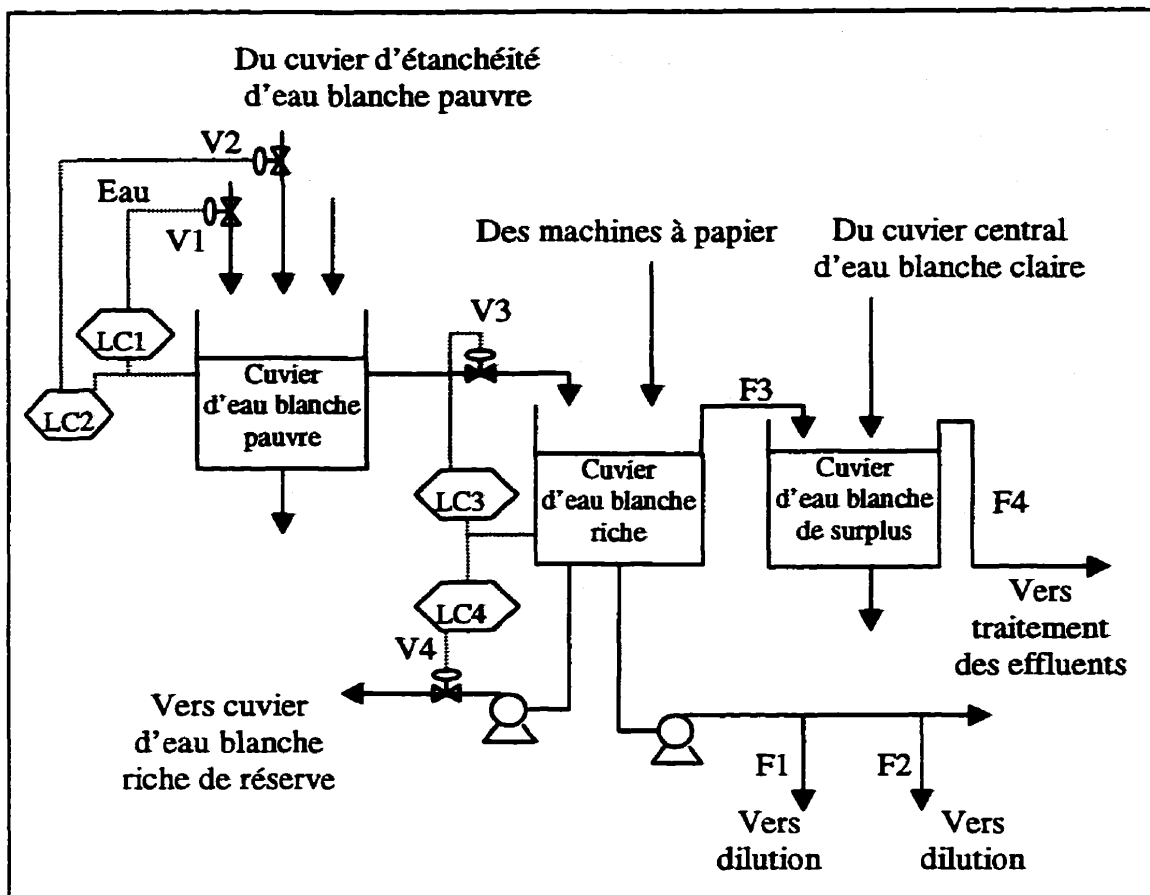


Figure 2.4 : Contrôle de niveau de réservoirs d'eaux blanches

Tableau 2.2 : Contrôle de niveau des réservoirs d'eaux blanches

Régulateur	Consigne de niveau (%)	Variable manipulée	Remarque
LC1	45	V1	Vanne habituellement fermée
LC2	85	V2	Vanne habituellement ouverte
LC3	50	V3	Vanne habituellement fermée
LC4	55	V4	En action si le niveau dans le cuvier de réserve d'eau blanche riche est inférieur à 90%

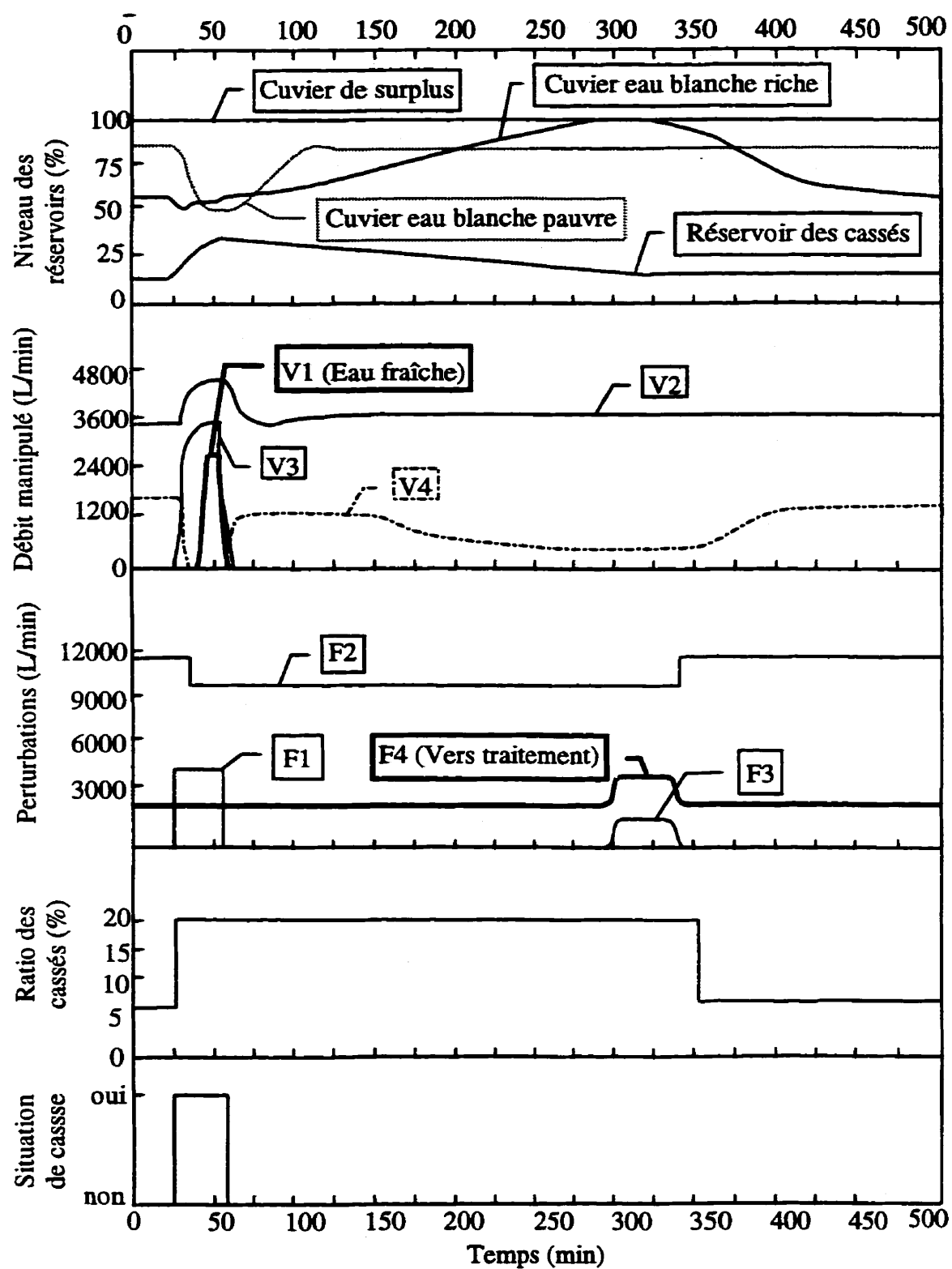


Figure 2.5 : Effet d'une casse sur les niveaux des réservoirs d'eaux blanches

En résumé, la casse a pour effet dans un premier temps de diminuer le niveau dans le cuvier d'eau blanche pauvre et d'augmenter la consommation d'eau fraîche, et ensuite, lorsque le ratio des cassés à l'entrée de la machine à papier est augmenté, d'élever le niveau dans le cuvier d'eau blanche riche, ce qui cause finalement un débordement vers le cuvier de surplus, augmentant ainsi le débit envoyé au traitement des effluents. Ceci montre les limites du système actuel de gestion des inventaires. Dans le cas idéal, il faudrait estimer les effets des actions de contrôle à long terme et évaluer les conséquences de celles-ci sur l'ensemble des réservoirs avant de prendre une décision. Un tel algorithme de gestion intégrée des réservoirs est développé au chapitre 3.

2.4.2. Effet d'un changement du ratio des cassés sur l'opération de la machine.

Lorsque le niveau de pâte dans le réservoir des cassés est haut, l'opérateur prend la décision d'augmenter le ratio des cassés. La figure 2.6 montre l'effet d'un changement de ratio des cassés sur la rétention (a), la consistance de la pâte dans la caisse d'arrivée (b), le poids sec dans le sens machine (c) et le débit au travers de la vanne de grammage (d). À $t = 10$ minutes, le ratio des cassés est augmenté de 15 à 30%. La teneur en fines dans la pâte dans la caisse d'arrivée augmente, la rétention diminue et le grammage baisse. La consistance dans le silo primaire augmente. Le contrôle de poids sec dans le sens machine ouvre la vanne de grammage.

Ainsi, le changement de ratio des cassés perturbe les conditions opératoires de la machine à papier, ce qui peut entraîner éventuellement de nouvelles casses. L'ajustement du ratio est actuellement manuel et ne fait pas l'objet d'un calcul d'optimisation. Une stratégie de gestion des cassés qui minimise les perturbations sur la machine à papier est développée au chapitre 4.

2.5 Conclusions sur la modélisation

Un modèle dynamique de l'atelier des machines à papier de l'usine Kruger de Bromptonville a été développé à l'aide du logiciel CADSIM plus PAPDYN. Le modèle inclut toutes les boucles de régulation des variables du procédé. Il a permis d'étudier l'impact des perturbations causées par la casse de la feuille sur le procédé.

L'analyse des effets de la rupture de la feuille dans la machine à papier sur les niveaux des réservoirs d'eaux blanches a montré qu'une gestion intégrée des inventaires des eaux disponibles est nécessaire pour résoudre les problèmes d'assèchement ou de débordement des réservoirs à la suite de perturbations importantes telles qu'une casse. Un algorithme de gestion intégrée est présenté au chapitre 3.

La simulation a ensuite mis en évidence les effets néfastes du changement de ratio des cassés sur l'opération de la machine. Étant donné qu'une part importante des variations des propriétés de la pâte dans la caisse d'arrivée ont pour origine le

changement du ratio des cassés à l'entrée du cuvier de la machine et que la gestion des cassés est actuellement manuelle, une stratégie de gestion optimale des cassés est développée au chapitre 4.

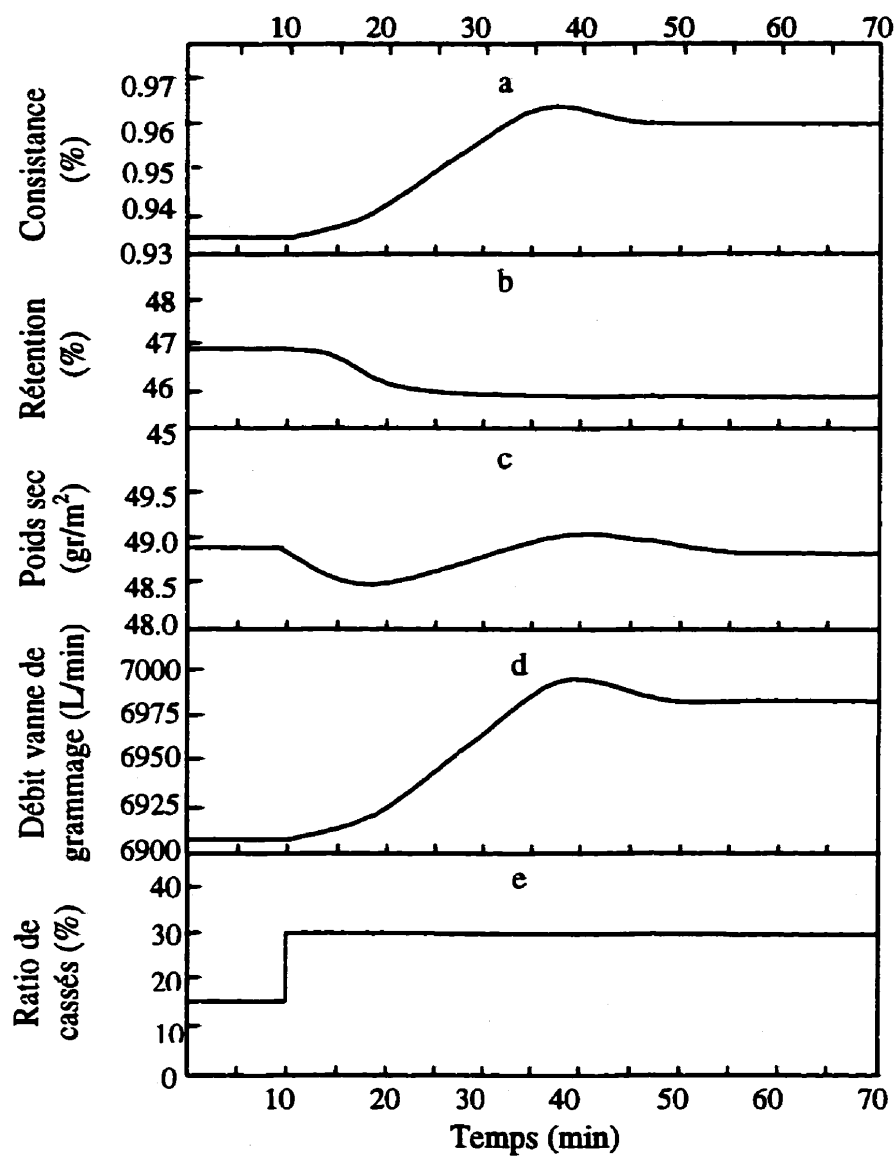


Figure 2.6 : Effet de la variation du ratio des cassés sur l'opération de la machine

CHAPITRE III**MODEL PREDICTIVE CONTROL FOR INTEGRATED MANAGEMENT
OF WHITEWATER TANKS**

Jean-Christophe Bonhivers, Michel Perrier and Jean Paris

**Department of Chemical Engineering, École Polytechnique, C.P. 6079,
succ. Centre-ville, Montréal, Qc, Canada H3C 3 A7**

(Submitted to TAPPI Journal)

3.1 Présentation *

Au chapitre précédent, la simulation a révélé les limites de la stratégie actuelle de gestion des inventaires d'eaux blanches avec des régulateurs locaux. Il a été montré que, lorsque des perturbations importantes surviennent, telles qu'une casse de la feuille dans la machine à papier, des réservoirs ont tendance à se vider, ce qui a pour conséquence d'augmenter la consommation d'eau fraîche, alors que d'autres sont pleins et peuvent ensuite déborder vers le système de traitement des effluents. Il en résulte des variations de consistance dans les eaux blanches et de composition de la pâte alimentant la machine ainsi qu'une augmentation du débit des eaux envoyées vers le traitement et des changements dans leur composition. Ce chapitre présente un algorithme de gestion intégrée des inventaires d'eaux blanche pour résoudre ces problèmes.

* Cette section a pour but de faire le lien entre les articles de la thèse.

3.2 Executive summary

In paper mills, reservoirs are used to store whitewaters of different consistencies produced by the machine and to recirculate them within the process in response to varying water demands for reducing fresh water make-ups and the hydraulic charge to the effluent treatment system. Usually, the tanks levels are locally controlled, that is, the controllers do not take into account the consequences of the control actions on other sections of the network. This control system is limited in its ability to cope with large perturbations, such as breaks of the paper sheet in the paper machine, during which some whitewater tanks first tend to dry out, causing a demand for fresh water make-up, and then to overflow, causing an increase of the effluent flow rate. This paper presents an algorithm for the integrated management of the whitewater inventory. It is based on the formulation of realistic control objectives under an appropriate form and on a process model.

The objective is to minimize the fresh water consumption, effluent flow rates, variations of levels and manipulated variables in the whitewater network while satisfying the process constraints, such as tank volumes, by manipulating flow rates between tanks, fresh water input and effluents outputs. The process model presented includes six tanks, a filter of clear whitewater and a disc filter. The model predictive management scheme permits to achieve a reduction and a stabilization of the effluent flow and a decrease of the amplitudes of control actions variations. This integrated management algorithm avoids local imbalances of whitewater by consolidating the

tanks capacities so that the need for fresh water make-up and for rejecting whitewater to treatment is delayed as much as possible.

3.3 Introduction

A paper mill water network incorporates a number of reservoirs which are used to store whitewaters of different consistencies produced by the machine and separation equipment. These waters are reused within the mill in response to varying water demands for repulping, dilution and others uses, thus reducing dynamic fresh water make-ups and hydraulic charge to the effluent treatment system. The tank levels must be controlled to avoid overflow and drying. Since they are connected through the water network, actions taken to control one tank level will affect others. In the paper industry, control actions are usually local, that is, they are concerned with the level of one tank without taking into account the consequences on other sections of the network such as, in particular, dynamic cascading effects. Moreover, controllers with proportional and integral actions which are generally used for that purpose are adequate to maintain individual levels close to a fixed value but at the expense of disturbing neighboring tanks.

The wet-end of a paper machine is a complex network interconnecting the pulp preparation equipment and the forming section of the paper machine. The capacity of the whitewater system to keep the process close to an equilibrium state is a key factor in the operation of the paper machine [1-2]. Major causes for upsets in a whitewater

system are : excessive fresh water addition, poor mixing or lack of agitation in whitewater tanks (causing tank stratification) and insufficient whitewater tanks capacities [3]. The study of this network during transient conditions requires an accurate and reliable dynamic model. Studies by Croteau and Roche [4] and Bussière et al [5] analyzed effects of several whitewater inventories management strategies on the properties of the pulp fed to a paper machine.

Orccotoma et al [6-7] have studied the dynamic behavior of a representative paper mill network and have characterized the ability of classical control systems to handle major process perturbations. They have shown that, when a sheet break occurs on the paper machine, the sudden increase in whitewater demand to dilute and repulp the unprocessed sheet (the broke) causes the level of water in some tanks to drop rapidly so that the addition of fresh water becomes necessary to maintain process operation until continuity of the sheet is restored. Their results also show that the subsequent increase in 'broke ratio' (i.e. the fraction of repulped broke mixed with the fresh pulp furnish to the machine) to evacuate the pulp accumulated in the broke tank has the inverse effect, i.e. a decrease in whitewater demand so that some tanks may overflow and the excess whitewater must then be sent to the effluent treatment system. This alternating of insufficient and excess whitewater supplies is a well known process disturbance in a paper mill. The addition of fresh water followed by the diversion of whitewater to the effluent treatment system, affects the operation of the paper machine and is clearly a problem of whitewater inventory management and control.

The local control systems are inadequate to handle the problems and the necessity of a global control and management strategy is clear. An algorithm for the integrated management of the whitewater inventory is presented. It is based on the formulation of realistic control objectives under an appropriate mathematical form and on the development of a process model.

The paper is organized in three parts. The whitewater system of a typical newsprint mill is first presented. Then the general control algorithm is described and applied to solve the whitewater system management problem. Computer simulations are finally presented to demonstrate the advantage of the proposed strategy.

3.4 Case study

3.4.1 Process description

The process diagram on which the study is based is shown in Figure 1. The system is composed by six tanks, two separation units, sixteen manipulated variables (flow rates), five fresh water inlets and one outlet to treatment. The dimensions of the reservoirs are indicated in Table 1.

The rich whitewater coming from paper machines is stored in the rich whitewater chest (tank T1) equipped with a level controller which adjusts the speed of the disc filter. If the level of T1 is high, part of its content is sent to the rich whitewater chest (tank T5). The disc filter cloudy filtrate is stored in the Cloudy Filtrate Tank (T2) and

redistributed to the process. If the level of T2 is high, the liquid is sent to the Surplus Whitewater Chest (T6) to be reused in the mill or sent to effluent treatment. The disc filter clear filtrate is stocked in chest T3. Part of its content is filtered and sent to Clear Whitewater Chest (tank T4). If the level of T3 is high, part of its content is sent to chest T6. Fresh water is added in chests T2 to T6 by local level control loops if their levels become low. The control system based on local level controllers is also indicated in Figure 1. Depending on local conditions, the actions taken by the level controllers and the constraints imposed to them are indicated in Table 2.

3.4.2 Problem Treated

Initial conditions. All level set points are 70% and initial levels in all chests are also at 70%. The Rich Whitewater Chest T5 feeds the pulp process. The broke ratio is 5% and the production rate of the paper machine is 500 tons per day.

Sheet break. After a 10 minutes steady state operating period, a sheet break is assumed to occur in the wet end of the machine. The demand of rich whitewater from tank T5 to dilute the broke sheet suddenly increases. After 50 minutes, the sheet is reestablished (end of break). The demand of rich whitewater returns to its initial value. After 70 minutes, the broke ratio is increased to 20% to evacuate the pulp accumulated in the broke tank. The demand of rich whitewater to dilute the fresh pulp decreases. After 250 minutes, the level of the broke tank is back to its initial

state and the broke ratio is returned to 5%. The sequence of events is summarized in Table 3.

3.5 Control algorithm

In a whitewater network composed of several interconnected reservoirs for which the levels can be adjusted by manipulating variables such as flow rates between tanks, fresh water inputs and effluents outputs, a control objective is to minimize the amount of fresh water added, the amount of whitewater sent to the effluent treatment system and future flow rates variations. This objective can be formulated in a model predictive control framework [8]. A process model is derived to relate the terms of the objective function and the process constraints with future control inputs (manipulated variables). The system of whitewater tanks can be managed as a whole by finding future control inputs which minimize the objective function and by applying them to the process.

The method to obtain an integrated management algorithm based on model predictive control involves the following steps:

1. Define an appropriate objective function
2. Develop a relationship between terms of the objective function and control inputs
3. Develop a relationship between process constraints and control inputs
4. Solve the optimization problem
5. Apply optimal control inputs to the process

The first four steps are detailed below.

3.5.1 Objective function

The future fresh water consumption, diversion of whitewater to the effluent treatment and control inputs variations must be minimized for efficient process operation. The expression of the objective function as a sum of squares is particularly convenient in this case because the optimization algorithm will tend to equilibrate its terms by minimizing the largest ones. Moreover, quadratic programming can be used to find an optimum solution if the terms of the objective function and the constraints are linear with regards to unknown variables.

The following objective function is proposed :

$$\begin{aligned}
 Fobj = & w1 \left(\sum_{n=1}^{n=hp} \sum_{i=1}^{i=nin} Fin_{i,n} \right)^2 + w2 \left(\sum_{n=1}^{n=hp} \sum_{j=1}^{j=nout} Fout_{j,n} \right)^2 \\
 & + w3 \sum_{n=1}^{n=hc} \sum_{k=1}^{k=nman} (U_{k,n} - U_{k,n-1})^2 + w4 \sum_{l=1}^{l=ntan} (\sqrt{A_l} / H \max_l \sum_{n=1}^{n=hp} dH_{l,n} / dt)^2 \quad (1a)
 \end{aligned}$$

with: w_i , weighting factor.

$Fin_{i,n}$, flow rate of fresh water input i at time $n * \Delta t$.

$Fout_{j,n}$, flow rate of outlet j to treatment at time $n * \Delta t$.

$U_{k,n}$, manipulated variable k at time $n * \Delta t$.

$H_{l,n}$, liquid height in tank l at time $n * \Delta t$.

A_l , section area of tank l .

$Hmax_l$, height of tank l .

nin , number of fresh water inlets.

$nout$, number of outlets to treatment.

$nman$, number of manipulated variables.

$ntan$, number of tanks.

Δt , sampling period.

hp , prediction horizon, number of sampling times for which levels are calculated.

h_c , control horizon, number of sampling times for which control inputs are allowed to change.

The first term represents the future fresh water consumption, the second term the future effluent production, the third term manipulated flow rates variations and the fourth term represents the rates of levels variations. It is included to prevent fast level variations. The liquid height $H_{l,n}$ in the fourth term is expressed as a fraction of tank height H_{max_l} . The square root of the tank section area A_l is added to take into account the different capacities of the reservoirs.

As these terms are linear functions of the manipulated variables, equation (1a) can be rewritten in a compact form as:

$$F_{obj} = (\underline{A} * \underline{U} - \underline{B})^T * (\underline{A} * \underline{U} - \underline{B}) \quad (1b)$$

with \underline{U} , future manipulated variables vector.
 \underline{A} , coefficients matrix.
 \underline{B} , constants vector.

3.5.2 Relationship between the objective function and control inputs

Flow rates of fresh water and effluent are manipulated variables. The third term in the objective function, i.e. the control inputs variations, is a linear function of the manipulated variables. The relations between rates of levels variations and future control inputs are obtained by mass balance around the tanks:

$$D_o * A_k * \partial(H_{k,n}) / dt = \sum_{i=1}^{i=n_{uin}} D_i * U_{i,n} + \sum_{j=1}^{j=n_{fin}} D_j * F_{j,n} - \sum_{i=1}^{i=n_{uout}} D_o * U_{l,n} - \sum_{m=1}^{m=n_{fout}} D_o * F_{m,n} \quad (2)$$

with A_k , area section of tank k .
 $H_{k,n}$, level of whitewater in tank k at time $n*\Delta t$.
 $U_{i,n}$, manipulated flow rate of inlet i at time $n*\Delta t$.
 $U_{l,n}$, manipulated flow rate of outlet l at time $n*\Delta t$.
 $F_{j,n}$, non manipulated flow rate of inlet j at time $n*\Delta t$.
 $F_{m,n}$, non manipulated flow rate of outlet m at time $n*\Delta t$.
 n_{fin} , number of non manipulated inlets.
 n_{fout} , number of non manipulated outlets.
 n_{uin} , number of manipulated inlets.
 n_{uout} , number of manipulated outlets.
 D_o , density of the whitewater in the tank.
 D_i , density of the inlet whitewater i whose flow is a manipulated variable.
 D_j , density of the inlet whitewater j whose flow is not a manipulated variable.

It should be noted that the expressions of the rates of level variation are also linear with regard to the manipulated variables.

♦
:
;

3.5.3 Process constraints

The solution of the optimization problem has to satisfy three types of process constraints:

1. Tank levels must remain between maximum and minimum limits.
2. Control inputs variations must be smaller than defined limiting values.
3. Control inputs must remain between certain limits.

These constraints are linear functions of manipulated variables and that they can be expressed as:

$$\underline{C} * \underline{U} \leq \underline{R} \quad (3)$$

with \underline{C} , matrix of the coefficients of linear relation.

\underline{U} , vector of the future manipulated variables.
 \underline{R} , vector of the constants of linear relation.

In summary, the optimization problem can be written as:

$$\min_{\underline{U}} F_{\text{obj}} = \min_{\underline{U}} ((\underline{A}^* \underline{U} - \underline{B})^T (\underline{A}^* \underline{U} - \underline{B})) \quad (4)$$

With respect to constraints: $\underline{C}^* \underline{U} \leq \underline{R}$

3.5.4 Optimization method

The solution of equations (3) and (4) can be found by using a simplex-type quadratic programming algorithm [9]. Equation (4) can be rewritten as:

$$\min_{\underline{U}} F_{\text{obj}} = \max_{\underline{U}} (\underline{B}^T \underline{A}^* \underline{U} - 1/2 \underline{U}^T \underline{A}^T \underline{A}^* \underline{U}) \quad (5)$$

The first step in the solution procedure is to convert the inequality constraints, equation (3), into equality constraints through the introduction of 'slack variables' \underline{V} , such that the elements of \underline{V} are non negative and satisfy the following relationship:

$$\underline{C}^* \underline{U} + \underline{V} - \underline{R} = 0 \quad (6)$$

Then if the objective function is converted to the Lagrangian form and the Kuhn-Tucker conditions are applied, it is easy to show [11] that the optimum value of \underline{U} is the solution of,

$$\begin{pmatrix} \mathbf{A}^T \mathbf{A} & \mathbf{0} & -\mathbf{I} & \mathbf{C}^T \\ \mathbf{C} & \mathbf{I} & \mathbf{0} & \mathbf{0} \end{pmatrix} \begin{pmatrix} \mathbf{U} \\ \mathbf{V} \\ \underline{\mu} \\ \gamma \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} \mathbf{B}^T \mathbf{A} \\ \mathbf{R} \end{pmatrix} \quad (7)$$

where \mathbf{I} and $\mathbf{0}$ are identity and zero matrices of appropriate size, and $\underline{\mu}$ and γ are vectors of Lagrangian multipliers of same dimensions as \mathbf{U} and \mathbf{V} , respectively. The Lagrangian multipliers are restricted to non positive values. If the number of elements of \mathbf{U} , which are future control inputs to be determined, is nu and if the number of scalar constraints equations represented by equation (3) is $ncon$, then there is a total of $2(nu + ncon)$ variables in equation (3) and there are only $(nu+ncon)$ scalar equations. This suggests that $(nu+ncon)$ elements of the solution vector can be specified arbitrarily. The Kuhn-Tucker conditions for optimality require, however, that if an element of \mathbf{U} is non-zero (i.e., positive), then the corresponding element of $\underline{\mu}$ must be zero, whereas if an element of $\underline{\mu}$ is negative, then the corresponding element of \mathbf{U} must be zero. Identical conditions apply for the elements of \mathbf{V} and γ . These conditions ensure that there is a unique solution to the problem. More details on the optimization algorithm are given in references 9 and 10.

3.6. Problem solution.

In this section, the control algorithm is applied to the case study defined in Section 2.

3.6.1 Hypotheses.

The following hypotheses have been made to simplify the process model development:

1. The density of whitewater is constant and equal in every stream (low consistency and constant temperature); value: 1kg/L.
2. The relation between the disc filter speed and disc filter inlet flow rate is linear. Furthermore, the value of the manipulated variable $U_{2,n}$ is equal to the disc filter inlet flow rate at the instant $n*\Delta t$.
3. The relation between disc filter inlet, clear and cloudy filtrates is linear. Furthermore, the clear filtrate flow rate at the instant $n*\Delta t$ is equal to $K_a*U_{2,n}$, where K_a is a constant.
4. The relation between clear whitewater inlet and clear filtrate outlet is linear. Furthermore, the inlet flow rate at the instant $n*\Delta t$ is equal to $U_{7,n}/K_b$, where K_b is a constant.

3.6.2 Objective function.

Considering that fresh water is added in chests T2 to T6 and that whitewater is sent to effluent treatment from chest T6, for this case, the objective function is:

$$\begin{aligned}
F_{obj} = & w1 \sum_{n=1}^{n=hc} (U_{3,n} + U_{4,n} + U_{8,n} + U_{10,n} + U_{14,n})^2 \\
& + w1(hp - hc) * (U_{3,hc} + U_{4,hc} + U_{8,hc} + U_{10,hc} + U_{14,hc})^2 \\
& + w2 \left(\sum_{n=1}^{n=hc} U_{11,n} + (hp - hc) * U_{11,hc} \right)^2 + w3 \sum_{n=1}^{n=hc} \sum_{k=1}^{k=16} (U_{k,n} - U_{k,n-1})^2 \\
& + w4 \sum_{l=1}^{l=6} (\sqrt{A_l} / H \max_l \sum_{n=1}^{n=hp} d(H_{l,n}) / dt)^2
\end{aligned} \tag{8}$$

3.6.3 Relationship between objective function and control inputs

To find the relationships between the fourth term of the objective function, which represents the rates of variations of chest levels, and the manipulated variables, mass balances around the six tanks are established:

$$dH_{1,n}/dt = (U_{1,n} - U_{2,n} - U_{13,n} + F_{1,n} - F_{2,n})/A_1 \tag{9}$$

$$dH_{2,n}/dt = ((1-K_a) * U_{1,n} + U_{3,n} + (1-K_b)/K_b * U_{7,n} - U_{5,n} + F_{5,n} - F_{6,n})/A_2 \tag{10}$$

$$dH_{3,n}/dt = (K_a * U_{2,n} + U_{4,n} - U_{6,n} - U_{7,n}/K_b + F_{5,n} - F_{6,n})/A_3 \tag{11}$$

$$dH_{4,n}/dt = (U_{7,n} + U_{8,n} - U_{9,n} + F_{7,n} - F_{8,n})/A_4 \tag{12}$$

$$dH_{5,n}/dt = (U_{12,n} + U_{13,n} + U_{14,n} - U_{15,n} - U_{16,n} + F_{11,n} - F_{12,n})/A_6 \tag{13}$$

$$dH_{6,n}/dt = (U_{5,n} + U_{6,n} + U_{9,n} + U_{10,n} + U_{16,n} - U_{11,n} - U_{12,n} + F_{9,n} - F_{10,n})/A_5 \tag{14}$$

The vector ($\underline{A} * \underline{U} - \underline{B}$) of equation (4) is obtained by replacing the level derivatives in equation (8) by relations (9) to (14) and by rewriting the resulting objective function under matrix form.

3.6.4 Relationship between constraints and control inputs

Assuming that tank levels and control inputs have to remain between prescribed limits, the following constraints can be written:

$$H_{k,n} \leq 90\% , \quad \text{for each tank } k \text{ and future instant } n*\Delta t \quad (15)$$

$$H_{k,n} \geq 30\% , \quad \text{for each tank } k \text{ and future instant } n*\Delta t \quad (16)$$

$$U_{l,n} \leq U \max_l , \quad \text{for each control input } l \text{ and future instant } n*\Delta t \quad (17)$$

$$U_{l,n} \geq U \min_l , \quad \text{for each control input } l \text{ and future instant } n*\Delta t \quad (18)$$

The relationship between the levels of tank k at instant $(n+j)*\Delta t$ and at instant $n*\Delta t$ is expressed by:

$$H_{k,n+j} = H_{k,n} + \Delta t \sum_{i=1}^{i=j} d(H_{k,n+i}) / dt \quad (19)$$

Replacing level derivatives of equations 9 to 14 in equation 19 gives:

$$H_{1,n+j} = H_{1,n} + \Delta t / A_1 \sum_{i=n}^{i=n+j} (U_{1,i} - U_{2,i} - U_{13,i} + F_{1,i} - F_{2,i}) \quad (20)$$

$$H_{2,n+j} = H_{2,n} + \Delta t / A_2 \sum_{i=n}^{i=n+j} ((1 - K_a) * U_{1,i} + U_{3,i} + (1 - K_b) * U_{7,i} - U_{5,i} + F_{5,i} - F_{6,i}) \quad (21)$$

$$H_{3,n+j} = H_{3,n} + \Delta t / A_3 \sum_{i=n}^{i=n+j} (K_a * U_{2,i} + U_{4,i} - U_{6,i} - U_{7,i} / K_b + F_{3,i} - F_{4,i}) \quad (22)$$

$$H_{4,n+j} = H_{4,n} + \Delta t / A_4 \sum_{i=n}^{i=n+j} (U_{7,i} + U_{8,i} - U_{9,i} + F_{7,i} - F_{8,i}) \quad (23)$$

$$H_{5,n+j} = H_{5,n} + \Delta t / A_5 \sum_{i=n}^{i=n+j} (U_{12,i} + U_{13,i} + U_{14,i} - U_{15,i} - U_{16,i} + F_{11,i} - F_{12,i}) \quad (24)$$

$$H_{6,n+j} = H_{6,n} + \Delta t / A_6 \sum_{i=n}^{i=n+j} (U_{5,i} + U_{6,i} + U_{9,i} + U_{10,i} + U_{16,i} - U_{11,i} - U_{12,i} + F_{9,i} - F_{10,i}) \quad (25)$$

The constraints can be expressed under the matrix form of inequality (3) by replacing equations (20) to (25) in relations (15) and (16).

3.7 Results

The management algorithm has been applied to the whitewater network shown in Figure 1 to compare its results with those obtained by an inventory management strategy based on local controllers. The network reaction to a sheet break has also been studied.

3.7.1 Local controllers strategy

When a break occurs, the level of the Rich Whitewater Tank T5 decreases and the local controllers reduce the flow sent to the pulping mill (Figure 2). After 35 minutes, the level of T5 reaches 30% and fresh water must be added. After 50 minutes, the break is terminated and the level of T5 increases. At $t=70$ minutes, the increase of the broke ratio causes a new increase of the level of T5. When the level attains 70%, the flow of rich whitewater sent to the pulping mill is increased, when it approaches 90%, part of the whitewater is sent to the surplus chest T6. At $t=160$ minutes, this tank overflows to the effluent treatment system. After 250 minutes, as the broke ratio is back to 5%, the demand of rich whitewater decreases and the overflow stops. In summary, a 40 minutes long break followed by the necessary

increase of broke ratio has required the addition of 4300 L/min of fresh water during 15 minutes and caused an increase of the effluent flow rate by 1200 L/min during 90 minutes.

3.7.2 Integrated management

For this case, the sampling interval Δt has been fixed at 1 minute, the prediction horizon, h_p , has been fixed at 15 and the control horizon, h_c , also at 15. The following weighting factors have been chosen: $w_1=w_2=40$, $w_3=1$ and $w_4=6000$. These weighting factors tend to equilibrate the magnitudes of the four terms of the objective function. Results of the integrated management strategy are shown in Figure 3.

After 10 minutes, the need for rich whitewater to dilute the broke sheet increases and the MPC algorithm slows down the level variation rate by distributing the whitewater demand among all the tanks. At $t=50$ minutes, the break ends and the tank levels are maintained at their current value. At $t=70$ minutes, the increase in broke ratio causes a level increase in the Rich Whitewater Chest, T5. The rate of level variation is slowed down by distributing the excess among the reservoirs. After 250 minutes, the broke ratio returns to 5% and the MPC algorithm maintains the tank levels at their current value. No fresh water has been added and no whitewater was sent to the effluent treatment system.

3.7.3 Discussion

To compare control input variations when the inventories are managed by local controls or by the integrated management system of the MPC type, it is useful to consider the sum of absolute control inputs variations $Sum(\Delta U)$:

$$Sum(\Delta U) = \sum_{n=1}^{n=300} \sum_{i=1}^{i=16} abs(U_{i,n} - U_{i,n-1})$$

As shown in Table 4, this parameter depends on the weighting factors when an integrated management system is used. The rates of level variations decrease as the weighting factor w_4 increases at expense of control inputs variations. The sum of control inputs variations is reduced by 15% for $w_4=800$ versus the local control case and increased by 11% for $w_4=6000$. In fact, large control inputs variations obtained with a local management system are replaced by a larger number of smaller control inputs variations. Assuming that consistency variations depend on control input variations, global management would also reduce the largest consistency variations. In each case, the integrated management of whitewater tanks avoids fresh water consumption and rejection of whitewater to treatment.

3.8 Conclusion

The addition of fresh water followed by the diversion of whitewater to the effluent treatment system is clearly a problem of whitewater inventory management and control. An algorithm for the integrated management of the broke whitewater

inventory based on the formulation of realistic control objectives under the appropriate mathematical form and on a process model has been presented. The tank levels are adjusted by solving an optimization problem with constraints of an objective function which includes terms of fresh water flow rates, used water flow rates, variations of manipulated variables and variations of tank levels.

The comparison of this integrated system with local controllers shows a reduction and a stabilization of the effluent flow and a decrease of amplitudes of the control actions variations. This algorithm avoids local imbalances of whitewater contents by adding the tanks capacities so that the fresh water addition and the reject of water to treatment are delayed as much as possible.

3.9 Acknowledgment

The authors wish to thank Dr. José-Antonio Orccotoma of Paprican and Dr. Ahcène Moussaoui for their valuable comments. This work was supported by NSERC grants. The software MATLAB was used under an academic license from MathWorks Inc. These contributions are gratefully acknowledged.

3.10 Literature cited

1. Luquet, G., Tappi J. 78(10): 256-258 (1995).
2. Gess, J. M. and Kanitz, R. A., Tappi J. 79(4): 119-126 (1996).

3. Linstrom, R., Manfield, W. H., Tracz, A.F. and Mardon, J., *Appita* 47(2): 163-172 (1994).
4. Croteau, A.P. and Roche, A.A., *P & P Can.* 88(11): T420-T423 (1987).
5. Bussière, S., Roche, A. and Paris, J., *P & P Can.* 93(4): T97-T100 (1992).
6. Orccotoma, J. A., Stiée, D., Paris, J., and Perrier, M., *P & P Can.*, 98(9): 77-80 (1997).
7. Orccotoma, J.-A., Paris, J., and Perrier, M., *TAPPI J.*, 80 (12): 101-10 (1997).
8. Clarke, D.W., Mohtadi, C., and Tuffs, P.S., *Automatica*, 23(2): 137-160 (1987).
9. Ricker, N. L., *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 24: 925-936 (1985).
10. Boot, J.C.G., North Holland: Amsterdam, Chapter 9 (1964).

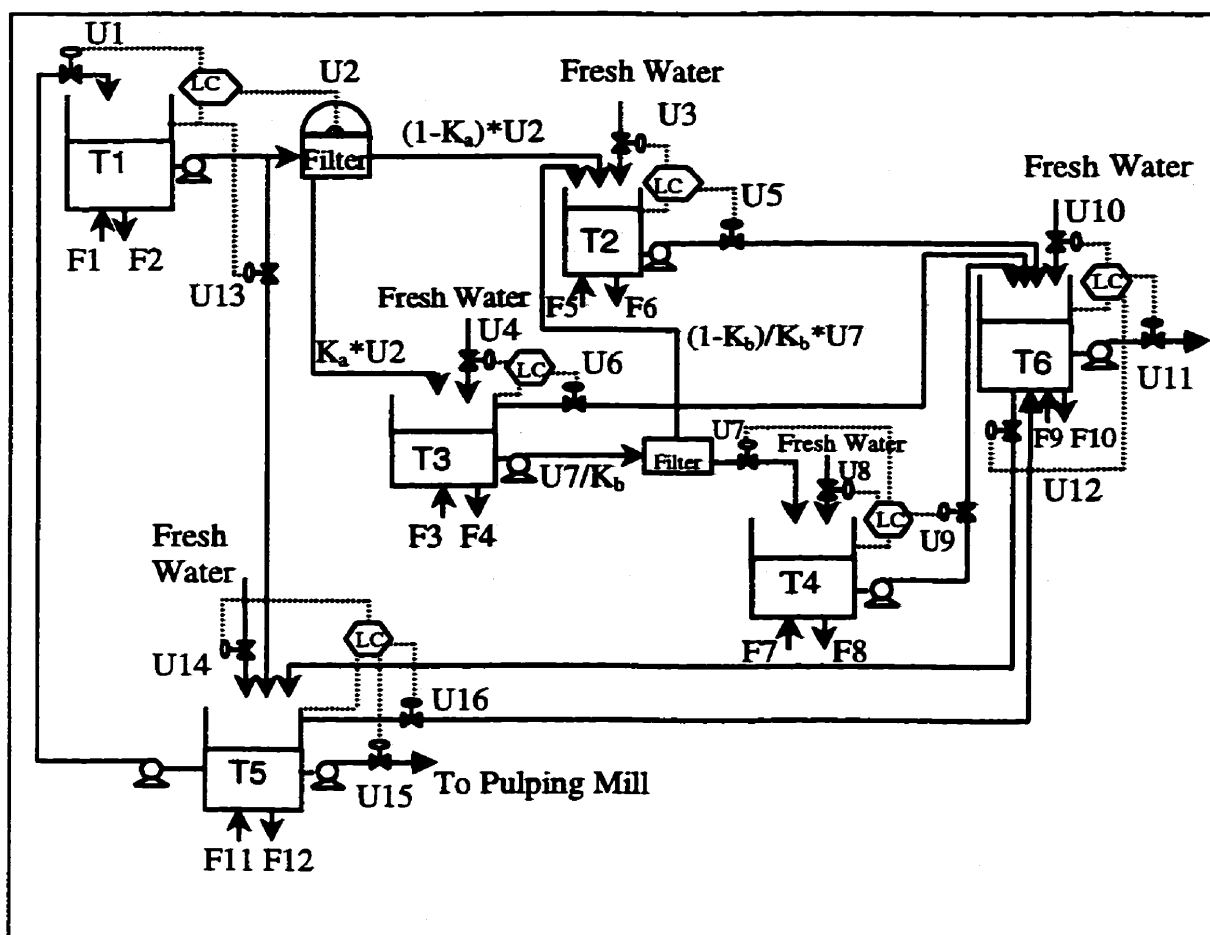


Figure 3.1 : Whitewater Network of a Newspaper Mill Used as Case Study

T1: Rich Whitewater Machine Chest; T2: Cloudy Filtrate Tank;

T3: Clear Filtrate Chest; T4: Clear Whitewater Chest;

T5: Riche Whitewater Chest; T6: Surplus Whitewater Chest.

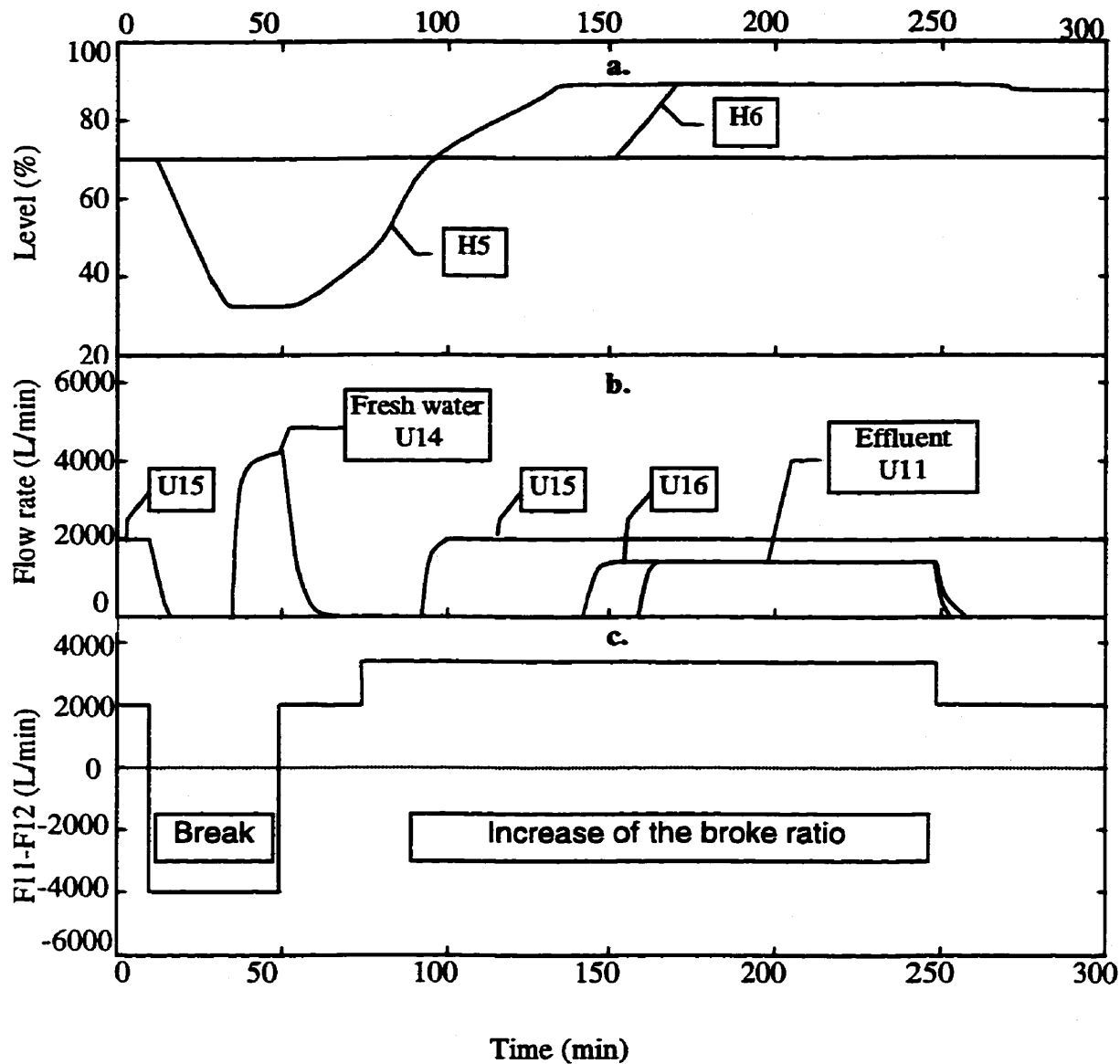


Figure 3.2 : Response of the Locally Controlled Whitewater System

a: Evolution of Chests Levels; b: Evolution of manipulated variables;

c: Perturbations to the Rich Whitewater Chest (T5).

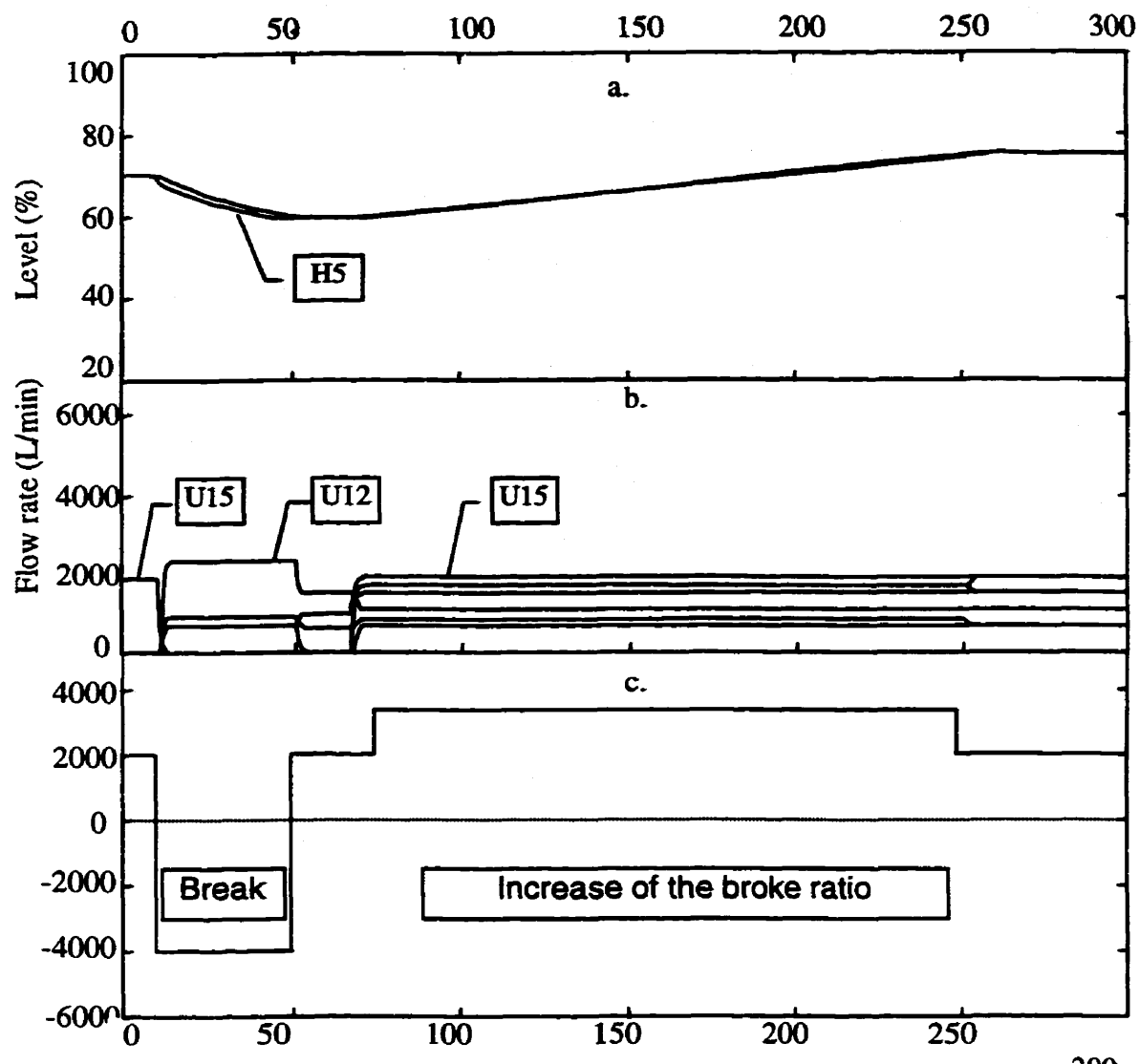


Figure 3.3 : Response of the Whitewater System Managed by MPC

a: Evolution of Chests Levels; b: Evolution of manipulated variables;

c: Perturbations to the Rich Whitewater Chest (T5).

Table 3.1: Tanks Dimensions

Reservoir	Capacity (m ³)	Section Area (m ²)
Rich Whitewater Machine Chest (T1)	180	18
Cloudy Filtrate Tank (T2)	300	30
Clear Filtrate Chest (T3)	200	20
Clear Whitewater Chest (T4)	300	30
Rich Whitewater Chest (T5)	300	30
Whitewater Surplus Chest (T6)	100	10

Table 3.2 : Actions Taken by Local Level Controllers

Tank	Operating Conditions	Manipulated variable	Constraints
T1	30% ≤ level ≤ 90%	U2	U2 ≤ 2000 L/min
T1	Level ≥ 90%	U13 to T6	None
T1	Level ≤ 30%	U1 from t6	U1 ≤ 2000 L/min
T2	Level ≥ 90%	U5 to T6	None
T2	Level ≤ 30%	Fresh water U3	None
T3	Level ≥ 90%	U6 to T6	None
T3	Level ≤ 30%	Fresh water U4	None
T4	30% ≤ level ≤ 90%	U7 from filter	U7 ≤ 2000 L/min
T4	Level ≥ 90%	U9 to T6	None
T4	Level ≤ 30%	Fresh water U7	None
T5	30% ≤ level ≤ 90%	U15 to Pulping Mill	U15 ≤ 2000 L/min
T5	Level ≥ 90%	U16 to T6	None
T5	Level ≤ 30%	Fresh water U14	None
T6	30% ≤ level ≤ 90%	U12	Level of T5 ≤ 60 %
T6	Level ≥ 90%	U11 to effluent treatment	None
T6	Level ≤ 30%	Fresh water U10	None

Table 3.3 : Perturbations Following a Sheet Break

Time (min)	0	10	50	70	250
Event	Steady state	Sheet Break	Break end	Broke ratio increase	Broke ratio decrease
Flow rate F11-F12 (L/min)	2000	4200	2000	3200	2000

Table 3.4 : Results from Local and Global Management Systems

	Manageme nt by local controllers	Integrated management hp = 10, hc = 3		
		w1=w2=40 w3=1 w4=800	w1=w2=40 w3=1 w4=2000	w1=w2=40 w3=1 w3=6000
Sum(ΔU) in L/min	17,200	14,620	17,250	19,145
Biggest level change	40%	16%	14%	12%
Fresh water consumption	63 m ³	0 m ³	0 m ³	0 m ³
Whitewater sent to treatment	108 m ³	0 m ³	0 m ³	0 m ³

CHAPITRE IV

MANAGEMENT OF BROKE RECIRCULATION IN AN INTEGRATED PAPER MILL

Jean-Christophe Bonhivers, Michel Perrier and Jean Paris

**Department of Chemical Engineering, École Polytechnique, C.P. 6079,
succ. Centre-ville, Montréal, Qc, Canada H3C 3A7**

(Submitted to Control Engineering Practice Journal)

4.1 Présentation *

Le chapitre 2 a mis en évidence les effets du changement de ratio des cassés à l'entrée du cuvier de la machine à papier sur l'opération de la machine à papier. Les perturbations s'expliquent par le fait que les cassés ont des propriétés différentes de la pâte fraîche. Le ratio des cassés est modifié manuellement par l'opérateur et celui-ci ne dispose pas d'un modèle mathématique pour prendre une décision. Il en résulte que la gestion des cassés n'est pas optimisée. Ce chapitre propose une stratégie de gestion des cassés qui minimise les variations des propriétés de la pâte dans la caisse d'arrivée.

* Cette section a pour but de faire le lien entre les articles de la thèse.

4.2 Abstract

A strategy based on a model predictive control to determine the broke (recycled, incompletely processed paper) ratio in the furnish to a paper machine is presented. The control objective is to minimize the variations of intensive properties of the mixed pulp by adjusting the broke ratio while satisfying the constraints on the process such as level in the broke tank, changes of control inputs and time for evacuating the broke excess after a sheet break in the paper machine. Simulation results show that the proposed management scheme allows to reduce the amplitude of the variations of all the intensive properties of the mixed pulp fed to the paper machine by 35 to 80% and the sum of squares of properties variations after the break by about 90%.

4.3 Introduction

The major perturbation of the papermaking process is the rupture (or break) of the paper sheet being formed in the machine. This rupture generally occurs when the mechanical resistance of the sheet is locally weakened, or when it is submitted to a sudden load increase (Holland, 1990 and Roisum, 1990). A number of studies have been devoted to the characterization of the paper break phenomenon and to the identification of its causes (Linstrom et al., 1994). The frequency of occurrence of breaks can be reduced by controlling the properties and quality of the pulp furnish, by implementing appropriate equipment maintenance practices and by avoiding fluctuations in machine operating conditions. Despite the knowledge available, break

occurrence remains unpredictable to this day and must be treated as a random phenomenon (Khanbaghi et al., 1997 and Oulidi and Paris, 1998) for the purpose of process management.

When a break occurs, the machine is maintained in full operation while actions are taken to restore the continuity of the paper sheet. Until this is achieved (the break duration), the partially processed paper material (the broke) is collected in pits located below the machine and, subsequently, repulped, diluted and reutilized, since it contains valuable raw materials. The broke is returned to the pulp process line by being mixed to fresh pulp after having been brought to the same consistency (Figure 1). The broke and fresh pulp do not have equal fiber length distribution because the small fibers (fines) are considerably less retained in the paper sheet than long fibers and because of different fines content in the dilution waters used for fresh pulp and broke preparation (Orccotoma et al., 1997a). Dissolved solids composition and concentration are also different in broke and fresh pulp (dissolved solids designates a complex mixture of finely dispersed, colloidal and truly dissolved material which are purposefully added to the pulp or brought in with the wood or fiber supply). Broke recirculation was studied by Croteau and Roche (1987) and Bussiere et al. (1992) to analyze effects of the water inventories management during the break on the fines content of the pulp fed to a paper machine. Insufficient recirculation of broke can lead to an overflow of the broke tank. A common control policy for avoiding overflows is to adjust as needed the amount of diluted broke sent to the paper

machine for reprocessing. However, this procedure increases the risk of additional breaks since it induces sudden and large variations in machine furnish properties (Khanbaghi et al., 1997 and Orccotoma et al., 1997b). Important pulp properties whose variations should be minimized are consistency (total concentration of suspended fibrous material), fiber length distribution, dissolved solids concentration and temperature. Variations in these properties affect water drainage, solids retention in the paper sheet, machine stability and paper properties. For these reasons, it is desirable to maintain the rate at which the broke is mixed with the fresh pulp (broke ratio) as constant as possible. However, when breaks occur at short intervals or last for a long period, this may not be possible because of constraints imposed by the capacity of the broke tank. In many mills, the broke ratio is adjusted manually by the operator as a function of the broke level in the tank. In this paper, a model predictive control approach is developed to reduce the variations of the properties of the paper machine pulp furnish.

The paper is organized as follows. In Section 2, the process studied is first described. Then a model for predicting the variations of pulp properties and the level in the broke tank resulting from broke ratio changes is presented. In Section 3, this model is used to determine the optimal sequence of broke ratios during a break. The model forms the basis for the design of an algorithm which minimizes the variations of pulp properties after a break. A strategy to manage the broke tank by combining optimal solutions during and after a break based on a model predictive control is proposed.

Finally, simulation results are presented in Section 4 to demonstrate the advantages of the proposed management strategy.

4.4 Case Study

4.4.1 Process description

This study is based on an actual newsprint mill producing 500 tons of paper per day. The simplified broke recirculation system is shown in Figure 1. The configuration of the machine chest and broke tank control is shown in Figure 2. The volumetric flow rate of mixed pulp sent to pulp preparation, F_3 , is the manipulated variable of the paper basis weight (kg/m^2) controller. In this study, F_3 is assumed constant and equal to $10 \text{ m}^3/\text{min}$. The machine chest volume is 250 m^3 and that of the broke tank is 1000 m^3 . The consistencies of the broke and fresh pulp fed to the machine chest are both 3.5%. The level of the machine chest is controlled by adjusting its total pulp input, U_T . The flow rates of fresh and broke pulps are determined by the broke ratio, R , which is the ratio between the flow rates of broke and total pulp input expressed in percent. The steady state broke ratio which is made up of paper sheet trims is 5%.

When a break occurs, the flow rate of pulp to the broke tank increases rapidly. To avoid an overflow of the broke tank, the broke ratio is manually adjusted. The sequence of broke ratios shown in Figure 3 is typical of current practice in mills and was used in this work as reference strategy. This stepwise sequence, which is a

function of the break duration (as manifested by the level of broke in the broke tank), is an empirical solution which produces small changes of the pulp properties for breaks of short duration (the most frequent case). However, when a longer duration break occurs or when several breaks follow at short intervals, the changes in broke ratio cause large variations of the mixed pulp properties. Figure 4 shows the variation of pulp consistency in the headbox, retention and basis weight resulting from a broke ratio change from 15 to 30% obtained by simulation of an similar mill (Bonhivers et al., 1998).

A characteristic feature of paper breaks is the virtual impossibility of predicting their exact time of occurrence and their duration. The distribution of break duration in the mill based on data collected over a year is shown in Figure 5 (Khanbaghi et al., 1997). This distribution is characteristic of the paper mill and can be assumed to remain unchanged over a certain period of operation. The average cumulative break duration is 50 minutes per day. These data were used to develop the algorithm for the model predictive control.

4.4.2 Model

Relationship between pulp properties and broke ratio

Assuming that the machine chest is perfectly mixed and that no chemical changes occur in the pulp, any intensive property of the pulp, such as consistency, fiber length

distribution, dissolved solids concentration or temperature, can be described by the following mass balance:

$$d(\rho * A * H * P) / dt = \rho_1 * U_T * R / 100 * P_1 + \rho_2 * U_T * (1 - R / 100) * P_2 - \rho * F_3 * P \quad (1)$$

With A , area of the machine chest
 H , pulp level in the machine chest
 U_T , total volumetric flow rate entering the machine chest
 R , broke ratio
 P_1 , value of the intensive property of the diluted broke
 P_2 , value of the intensive property of the fresh pulp
 P , value of the intensive property of the mixed pulp
 F_3 , volumetric flow rate of mixed pulp
 ρ_1 , density of the diluted broke
 ρ_2 , density of the fresh pulp
 ρ , density of the pulp in the machine chest

If the level in the machine chest is constant and the broke and fresh pulp densities are equal, then the relationship between the variation of the intensive property of the mixed pulp represented by equation (1) and the change in broke ratio is a first order transfer function and can be written under the following recursive form after discretization of the mass balance equation:

$$P_j = a^j * P_c + b * \sum_{i=0}^{j-1} a^{j-i-1} R_i \quad (2)$$

$$a = e^{-\Delta t * F_3 / (A * H)} \quad b = (1 - e^{-\Delta t * F_3 / (A * H)}) * (P_1 - P_2) / 100$$

With Δt , sampling period
 P_j , value of the property of the mixed pulp at the time $j * \Delta t$
 P_c , current value of the property of the mixed pulp
 R_i , ratio of the broke pulp at the time $i * \Delta t$

Relationship between level in broke tank and broke ratio

Assuming constant broke pulp density, a mass balance around the broke tank yields:

$$H_{j+1} = H_c + \Delta t / A * (j * F_4 - U_T / 100 * \sum_{i=1}^{i=j} R_i) \quad (3)$$

With H_{j+1} , level in the broke tank at time $(j+1)*\Delta t$
 H_c , actual level in the broke tank
 F_4 , volumetric flow entering the broke tank
 U_T , total flow rate entering the machine chest
 Δt , sampling period
 A , section area of the broke tank
 R_i , broke ratio at time $i*\Delta t$

4.5 Optimization Algorithm

In this section, a model based management algorithm is developed to reduce the variations of the pulp properties. A method to determine the optimal sequence of broke ratios during and after a break is first presented. Then, the way in which these optimal ratios are combined by using a model predictive control approach is described.

4.5.1 Optimization of the broke ratio during a break

Objective function

The following objective function is proposed to minimize the variations of the pulp properties:

$$z = \sum_{j=1}^{tot} N_j [\sum_{i=1}^j abs(P_i - P_{i-1})]^2 \quad (4)$$

With N_j , number of breaks whose duration is included in the time interval j .
 P_i , value of the property of the mixed pulp at time interval i after the break start.
 tot , number of time intervals j .

Any property of pulp P_i satisfying the balance equation (1) can be used in equation (4). The coefficients N_j are taken from the distribution of the break duration shown in Figure 5. The square in the expression permits to avoid large property variations which are usually caused by long break duration whose occurrence frequency is low and whose contribution to the objective function would be reduced in the case of a simple sum of absolute values. As shown below, the sequence of broke ratios which minimizes equation (4) relative to one intensive property minimizes also the objective function relative to any intensive property. By replacing P_i in equation (4) by its expression in equation (2), the objective function relative to one property becomes:

$$z = \sum_{j=1}^{tot} N_j \left[\sum_{i=1}^j \text{abs}((a^j - a^{j-1}) * P_0 + b * (R_{j-1} + R_{j-2}(a+1))) \right]^2 \quad (5)$$

With P_0 , value of the pulp property at steady state given by:

$$P_0 = b * R_0 / (1 - a) \quad (6)$$

Replacing P_0 in equation (5) by (6) gives:

$$z = \text{abs}(b) \sum_{j=1}^{tot} N_j \left[\sum_{i=1}^j \text{abs}((a^j - a^{j-1}) * R_0 / (1 - a) + b * (R_{j-1} + R_{j-2}(a+1))) \right]^2 \quad (7)$$

Because the coefficient a does not depend on the intensive property, the sequence of broke ratios which minimizes equation (7) with regard to one property will also minimize it with regard to any other intensive property (consistency, fiber length distribution, clay content, dissolved solids concentration, temperature, etc.).

Process Constraints

The solution to equation (4) must satisfy three constraints:

Constraint 1. The level of the broke tank must be between a minimum and a maximum value.

$$H_{\min} \leq H_j \leq H_{\max} \quad (8)$$

By using equation (3), this relation can be rewritten:

$$H_{\min} \leq H_c + \Delta t / A * (j * F_4 - U_T / 100 * \sum_{i=1}^{i=j-1} R_i) \leq H_{\max} \quad (9)$$

Constraint 2. The time necessary to restore the broke tank level to its pre-break value should be limited. The maximum time can be chosen on the basis of the daily average cumulative break duration. In the optimized case, the total variation of pulp properties caused by changes in broke ratio after a break should not exceed the total variation caused by ratio changes during the break:

$$P_i - P_{bf} \geq P^* - P_{bf} \quad (10)$$

With P_{bf} , value of the pulp properties before the break
 P_i , value of the pulp properties when the break finishes.
 P^* , value of the pulp properties resulting from the ratio changes after the break.

The minimum ratio after the break which satisfies this time condition is obtained from a global mass balance around the broke tank from the time the break occurred until the time at which the level in the broke tank returns to its pre-break value :

$$R^* = 100/U_T * (j * \Delta t * F_4 - U_T / 100 * \Delta t \sum_{i=1}^{i=j} R_i + T_{empt} * F_4^*) / (T_{empt}) \quad (11)$$

With T_{empt} , time for returning the broke tank to its pre-break level.
 $U_T / 100 * \Delta t \sum R_j$, total volume evacuated during the break.
 $j * \Delta t * F_4$, total volume entered in the broke tank during the break.
 $T_{empt} * F_4^*$, total volume entering the tank during the emptying period.

By substituting expressions (3) and (11) in (10), the second constraint becomes a function of the unknown sequence of broke ratio.

Constraint 3. The broke ratio must be smaller than a maximum value (R_{max}).

$$R_i \leq R_{max} \quad (12)$$

Solution

Calculation of the optimal ratios during a break is finally obtained by solving:

$$\min_{\mathbf{R}} \sum_{j=1}^{tot} N_j \left(\sum_{i=1}^{i=j} \text{abs}(P_i - P_{i-1}) \right)^2 \quad (13)$$

Satisfying: $H_{\min} \leq H_i \leq H_{\max}$

$$P_i - P_{bf} \geq P^* - P_{bf}$$

$$R_i \leq R_{\max}$$

4.5.2 Optimization of the broke ratio after a break

Objective function

After a break, a proper choice of ratio should allow to evacuate the excess of stocked broke pulp without further modifying the pulp properties while avoiding large variations of broke ratios. In effect, the broke ratios should minimize the following objective function:

$$fobj = w1 \sum_{i=1}^{i=hp} (P_i - P_c)^2 + w2 \sum_{i=1}^{i=hp} (H_i - Href)^2 + w3 \sum_{i=1}^{i=hc} (R_i - R_{i-1})^2 \quad (14)$$

With P_c , current state of the pulp intensive property.

P_i , state of the pulp property at the future time interval i .

R_i , broke ratio at the future time interval i .

H_i , level in broke tank at the future time interval i .

$Href$, reference to which the level should come back after the break.

w , weighting factor.

hc , control horizon, number of sampling time intervals during which the ratio is allowed to change.

hp , prediction horizon, number of sampling time intervals for which the pulp property, the broke level and the ratio are calculated.

The current and future values of the pulp property, P_c and P_i , depend, respectively, on past and future broke ratios, and can be replaced in equation (14) by relation (2).

The level of the broke tank at the time i , H_i , can also be replaced in equation (14) by relation (3).

Constraints

The solution of equation (14) has to satisfy the constraints on the broke level (H_{min} et H_{max}) and the maximum allowable variations of the broke ratios (DR_{max}):

$$H_i \leq H_{max} \quad (15)$$

$$H_i \geq H_{min} \quad (16)$$

$$|R_i - R_{i-1}| \leq DR_{max} \quad (17)$$

4.5.3 Management of the broke tank

Since the algorithm to determine the optimal broke ratios after a break uses a model to predict the changes of pulp properties and the broke level on a horizon expressed in an objective function, it can be expressed under the model predictive control (MPC) form (Clarke et al., 1987). The problem of broke tank management is expressed by writing the optimal sequence of broke ratios during a break as a fourth constraint in the control algorithm:

$$\min_R [w1 \sum_{i=1}^{i=hp} (P_i - P_c)^2 + w2 \sum_{i=1}^{i=hp} (H_i - H_{ref})^2 + w3 \sum_{i=1}^{i=hc} (R_i - R_{i-1})^2] \quad (18)$$

With respect to :

$$H_i \leq H \max$$

$$H_i \geq H \min$$

$$|R_i - R_{i-1}| \leq DR \max$$

during a break

$$R_i \geq R_{opt_{j+i}}$$

With j , the number of elapsed time intervals since the occurrence of the break.

The fourth constraint in expression (18) is only active during a break. This constraint forces the control inputs (broke ratios) during the break to be greater or equal to the previously calculated sequence of ratios \underline{R}_{opt} . The applied ratios during the break are allowed to be greater than the sequence of ratios \underline{R}_{opt} because, if the broke ratio was already high when the current break occurred (for example, in case of a short interval between current and previous break), then the change of the pulp properties is already effective and it is not necessary to decrease the future ratios to the corresponding elements of \underline{R}_{opt} . The solution of equation (18) is the same for all intensive properties as was the case for equation (13). Solving equation (18) requires the measurement of the current broke tank level and the status whether there is or not a break on the paper machine. Since the variations of the pulp properties, the level of the broke tank and the constraints are linear in the unknown future control inputs, the solution of equation (18) can be found using quadratic programming (Ricker, 1985).

In summary, the following steps are required for the management of the broke recirculation:

- Collect data on the distribution of the break duration.
- Calculate the optimal sequence of ratios during the break, R_{opt} .
- Express this sequence of ratios under the constraint form of equation (18).
- Evaluate the broke ratios which minimize the objective function expressed in relation (18) at each sampling time and apply them to the process.

4.6 Results

The optimized sequence of broke ratios during a break is first presented. Then the variations of a mixed pulp properties obtained for several break durations with the MPC management are compared to those obtained with the broke ratio manual adjustment sequence given in Figure 3. Finally, the amplitude and the rate of properties variation of the mixed pulp are compared for the range of break durations in the mill.

4.6.1 Optimal sequence of broke ratios during a break

Equation (13) has been solved by using the optimization toolbox of MATLAB (Branch and Grace, 1996). The following constraints have been chosen: the maximum broke ratio is 50 %, the initial level of the broke tank is 20 % and the broke level is allowed to rise to 80%. As previously mentioned, the average cumulative break duration is 50 minutes per day and the time for emptying the broke

tank is chosen equal to 12 times the break duration, which corresponds to 6 times the residence time of the broke tank. The results are shown in Figure 6. It is observed that the broke ratio increases to about 35% immediately after the break occurs and then, within about 10 minutes comes back to 12% and stays at this value for about 45 minutes. The broke ratio will not be increased again except for breaks of unusually long duration. This sequence allows to postpone as long as possible variations of the pulp properties caused by ratio changes which are necessary for evacuating the broke excess after the break. On the other hand, when the break duration is short, the variations of the pulp properties remain small during the break because of the inertia due to the volume of the machine chest inherent to coefficients a and b of equation (2).

4.6.2 MPC management versus manual adjustments

Figures 7 and 8 show the variations of the mixed pulp properties, the broke level and the broke ratio obtained with the manual broke ratio adjustment technique and the MPC management for a sequence of two breaks of 15 and 35 minutes and for a single, long break of 65 minutes. The variations of the properties are expressed in percent of the variation which would be caused by a 100% broke ratio. In both cases, the prediction and control horizons are both equal to 15 time intervals and the sampling period is 1 minute; the chosen weighting factors are $w_1=250$, $w_2=0.03$ and $w_3=1$ to give more importance to the properties variations term. The weighting factor corresponding to the variations of control inputs is sufficient to obtain a progressive

decrease of the ratio when the level in the broke tank has returned to 20%. The level difference term does not play a crucial role and the corresponding weighting factors should be increased only if deemed necessary to accelerate the post-break level decrease

Figure 9 shows the amplitude of properties variations of the mixed pulp for both control schemes: the MPC management reduces the properties variations for all break durations. The largest reduction, 80%, corresponds to a break duration of 60 minutes while the lowest reduction, 35%, occurs for a break duration of 25 minutes. It has been observed that the amplitude of the properties variations is dependent on the broke tank emptying time, which has to be chosen in function of the daily average cumulative break duration. Figure 10 shows the sum of squares of the variations of the mixed pulp properties after a break. The beneficial reduction of the properties variation rate depends on the variations of the control input of the MPC algorithm when the level in the broke tank returns to 20%. The reduction of variability can be more important with a larger horizon because an earlier response yields softer variations of the control input. The weighting factors and horizons used in Figures 9 and 10 were the same as those used in Figures 7 and 8.

As a final way to compare the two types of broke management, the objective function expressed by equation (13) and relative to the distribution of duration shown in Figure 5 has been evaluated. The objective function is reduced by 72% with the MPC management versus manual adjustment.

4.7 Conclusions

A strategy has been developed to reduce the variations of the intensive properties of the mixed pulp by optimizing the sequence of broke ratios during a break and by expressing it as a constraint in a model predictive control algorithm. Since the break duration is unknown when the break occurs, a unique sequence of ratios has to be applied during all breaks and a management which combines the use of an optimal ratio sequence with a model to predict the variations of pulp properties allows to minimize both the amplitude and the rate of properties variations. The results indicate that the broke ratio should be increased as soon as the break occurs because it allows to systematically decrease the amplitude of properties variations when the break ends, keeping in mind that the broke pulp will have to be recirculated within a given time after the break. The optimal sequence of broke ratios during a break depends on the break statistical characteristics and on tank and flow rate constraints. The required information is the distribution of the break duration, the production rate and the volume of the broke tank and machine chest. The constraints needed are the minimum and maximum broke levels, the maximum broke ratio and the allowed time for evacuating the broke excess after the break. This emptying time has an important effect on the amplitude of the variations of the pulp properties and should be selected on the basis of the daily average cumulative break duration. The rate of property variations after the break depends on the prediction horizon.

As the amplitude and rate of the variations of all the intensive properties of the mixed pulp fed to the paper machine are both minimized, implementation of the MPC management strategy should improve the paper machine runnability and stability and reduce the variability of the paper properties.

4.8 Acknowledgment

The authors wish to thank Dr. José-Antonio Orcotoma of Paprican and Dr. Ahcène Moussaoui for their valuable comments and the mill technical personnel for their cooperation. This work was supported by NSERC grants. The software MATLAB was used under an academic license from MathWorks Inc. These contributions are gratefully acknowledged.

4.9 Literature cited

Bonhivers, J.C. et al. (1998). Simulation dynamique de l'atelier des machines à papier de l'usine Kruger, Bromptonville, Québec. Manuel de référence, École Polytechnique, Montréal.

Branch, M.A. and Grace, A. (1996). Matlab Optimization Toolbox, User's Guide. The MathWorks Inc.

Bussière, S. et al. (1992). Analysis and Control of White Water Network Perturbations in an Integrated Paper Mill. P & P Can. 93, (4): T97-T100.

Clarke, D.W. et al. (1987). Generalized Predictive Control. Part 1: The Basic Algorithm. *Automatica*, 23 (2), 137-60.

Croteau, A. P. and Roche, A. (1987). Study of Broke Handling and White Water Management Using a Dynamic Simulation. *P & P Can.* 88 (11): T420-T423.

Holland, V.K. (1990). Broke systems. *P&P Manuf.*, Vol. 7, Paper Machine Operation, 3rd Ed., The Joint Textbook Committee of the Paper Industry TAPPI-CPPA, 462-71.

Khanbaghi, M. et al. (1997). A Statistical Model of Paper Breaks in an Integrated TMP-Newsprint Mill. *JPPS*, 23 (6): 282-8.

Linstrom, R. et al. (1994). Coping with an Avalanche of Breaks. *Appita* 47 (2): 163-172.

Orccotoma, J.-A. et al. (1997a). Dynamics of Fines Distribution in a Whitewater Network. *P & P Can.*, 98, (9): 77-80.

Orccotoma, J.-A. et al. (1997b). Dynamics of White Water Networks during Web Breaks. *TAPPI J.*, 80, (12): 101-10.

Oulidi, A. and Paris, J. (1998). Analyse statistique des casses de la feuille dans une machine à papier. 84th Annual Meeting, Technical Section, CPPA , A309-15.

Ricker, N. L. (1985). Use of Quadratic Programming for Constrained Internal Model Control. Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., 24: 925-36.

Roium, D.R. (1990). Runnability of Paper. TAPPI J., 73 (2): 101-6.

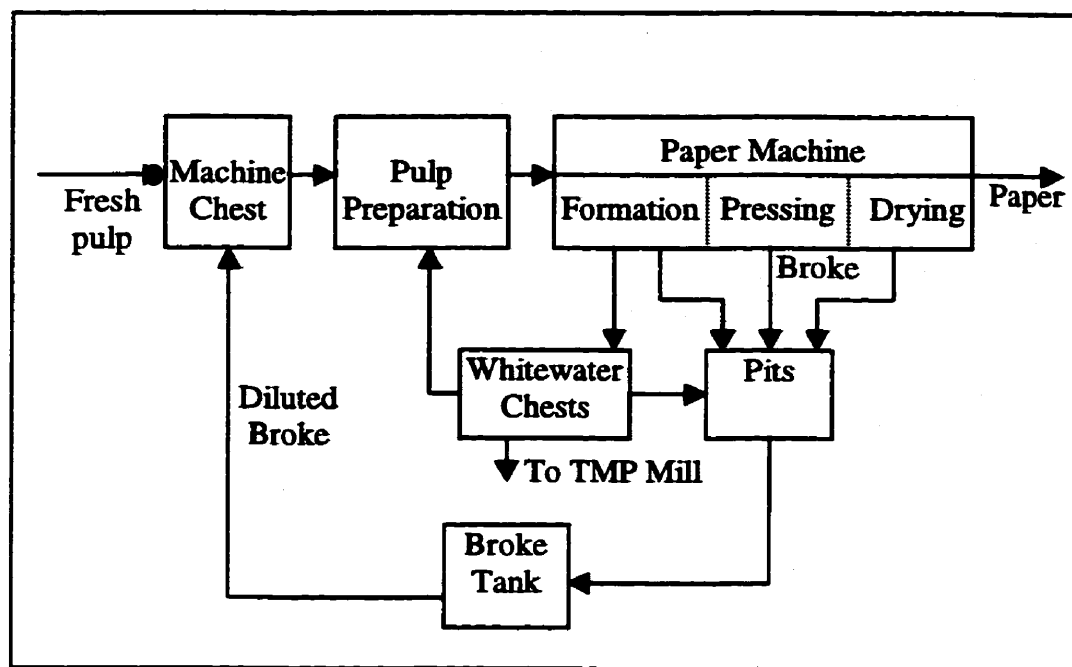


Figure 4.1 : Typical Broke Recirculation System

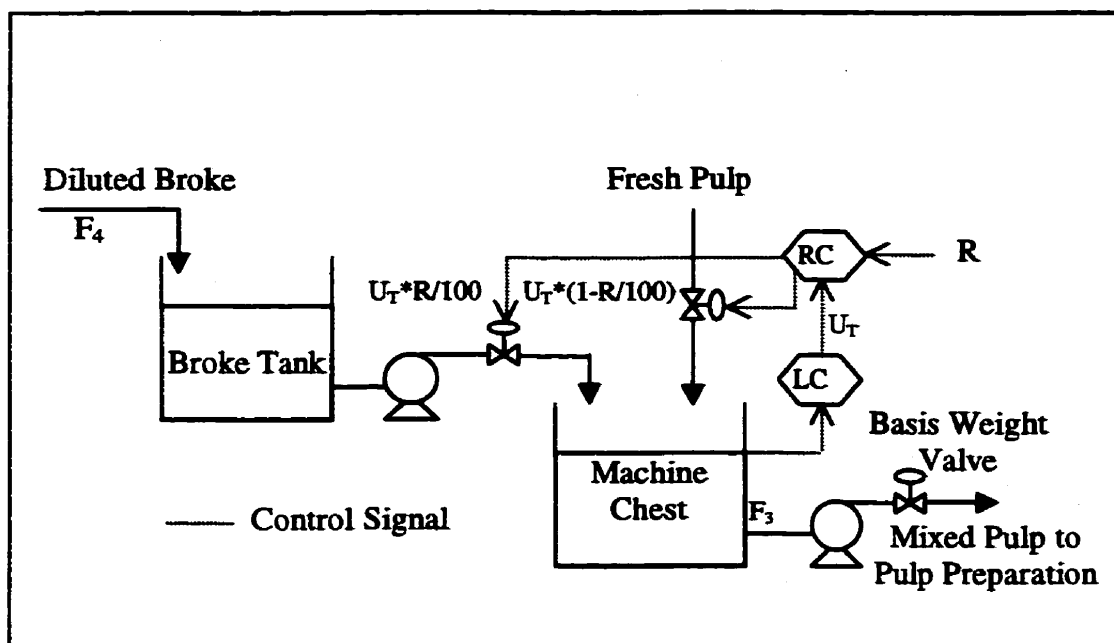


Figure 4.2: Actual Control System for the Broke Tank and Machine Chest

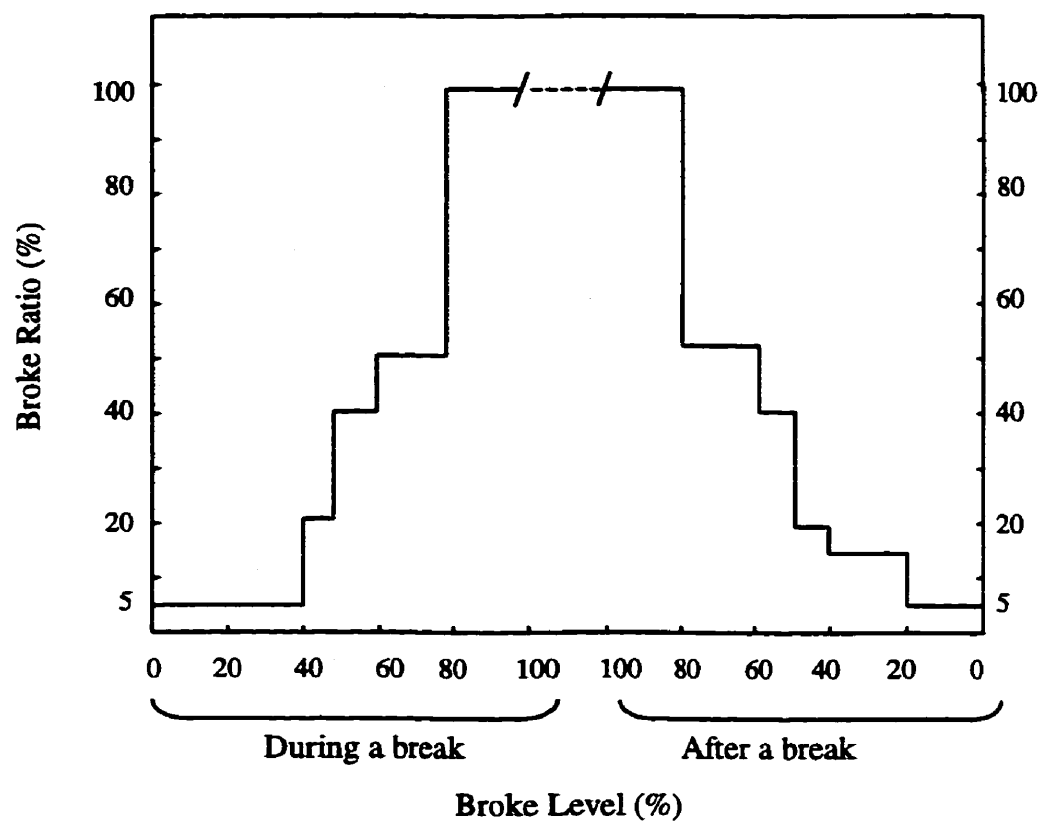
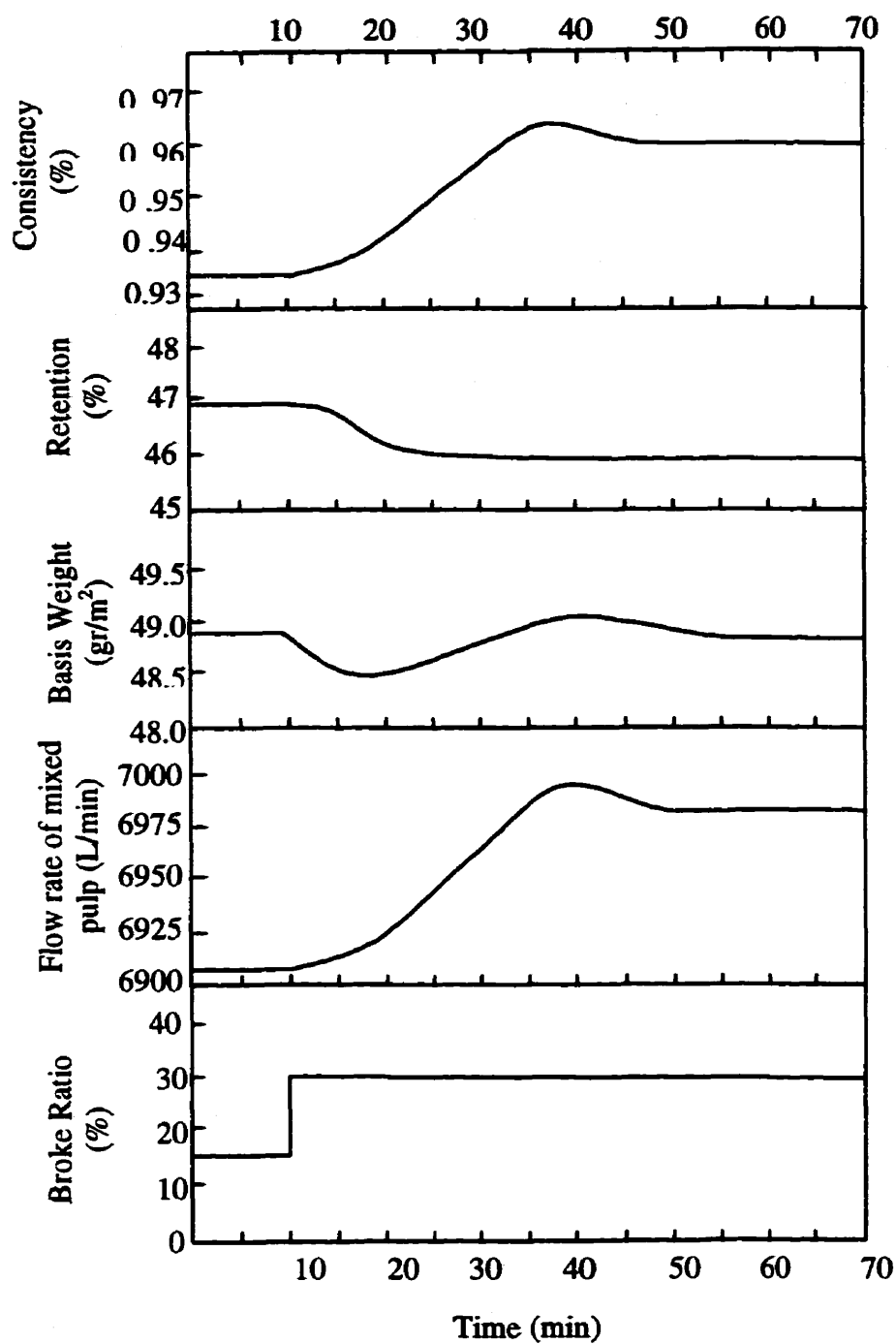


Figure 4.3: Sequence of Manual Adjustments of the Broke Ratio



Figures 4.4 : Effect of the Increase in Broke Ratio on the Retention, Pulp Consistency in the Headbox and Basis Weight control

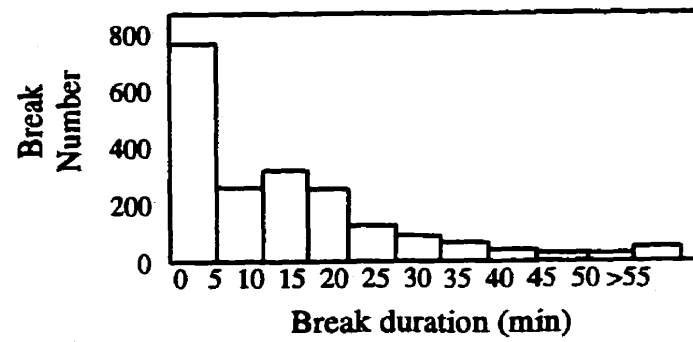


Figure 4.5: Histogram of Breaks Duration During a Year

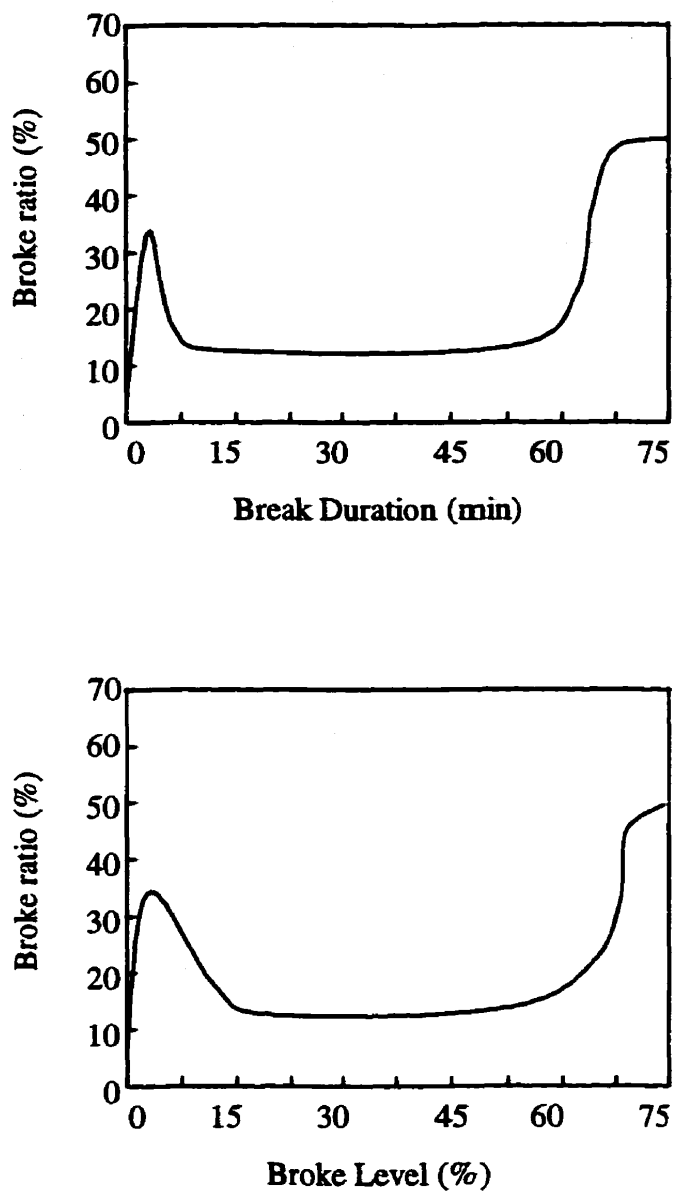
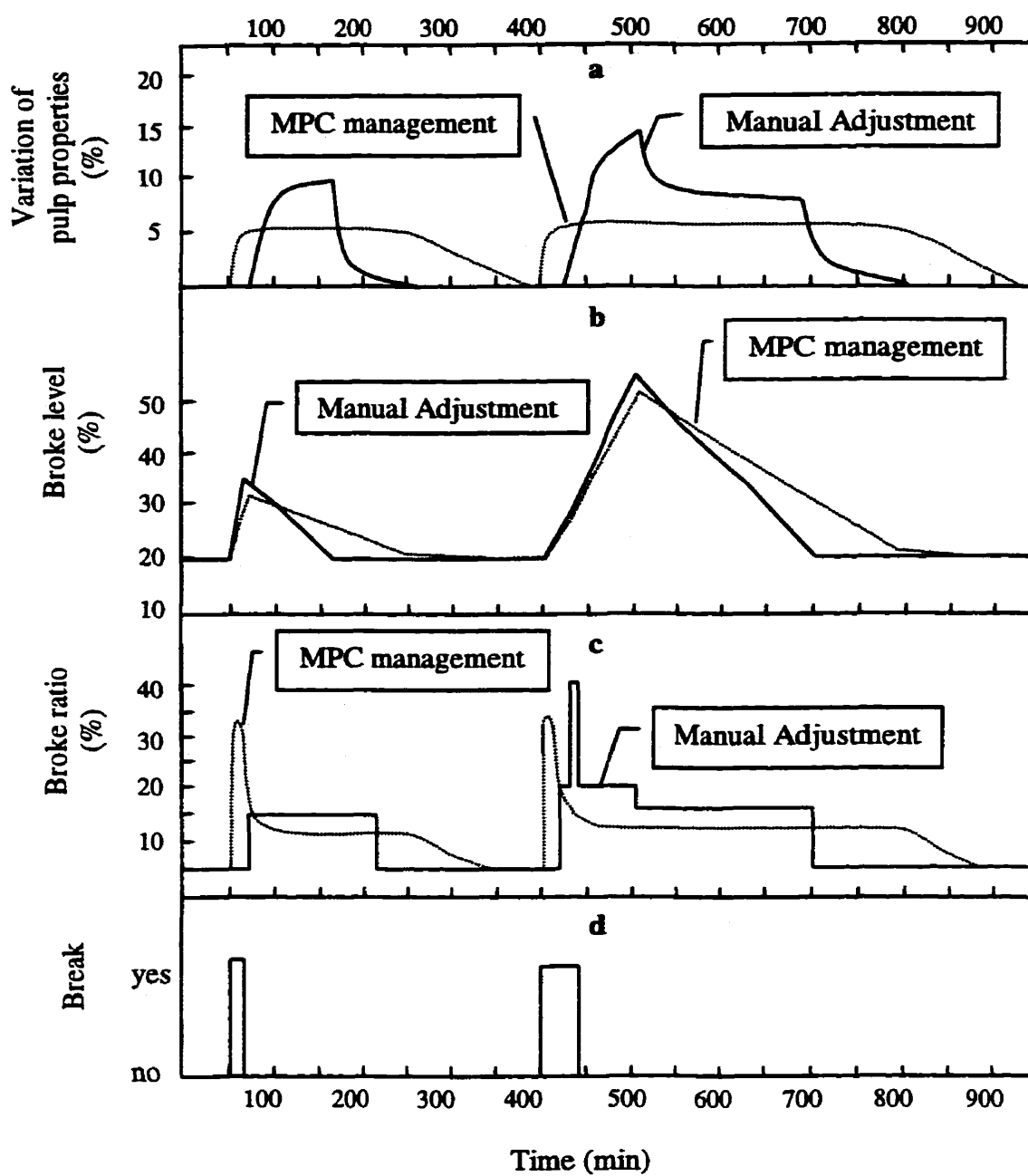
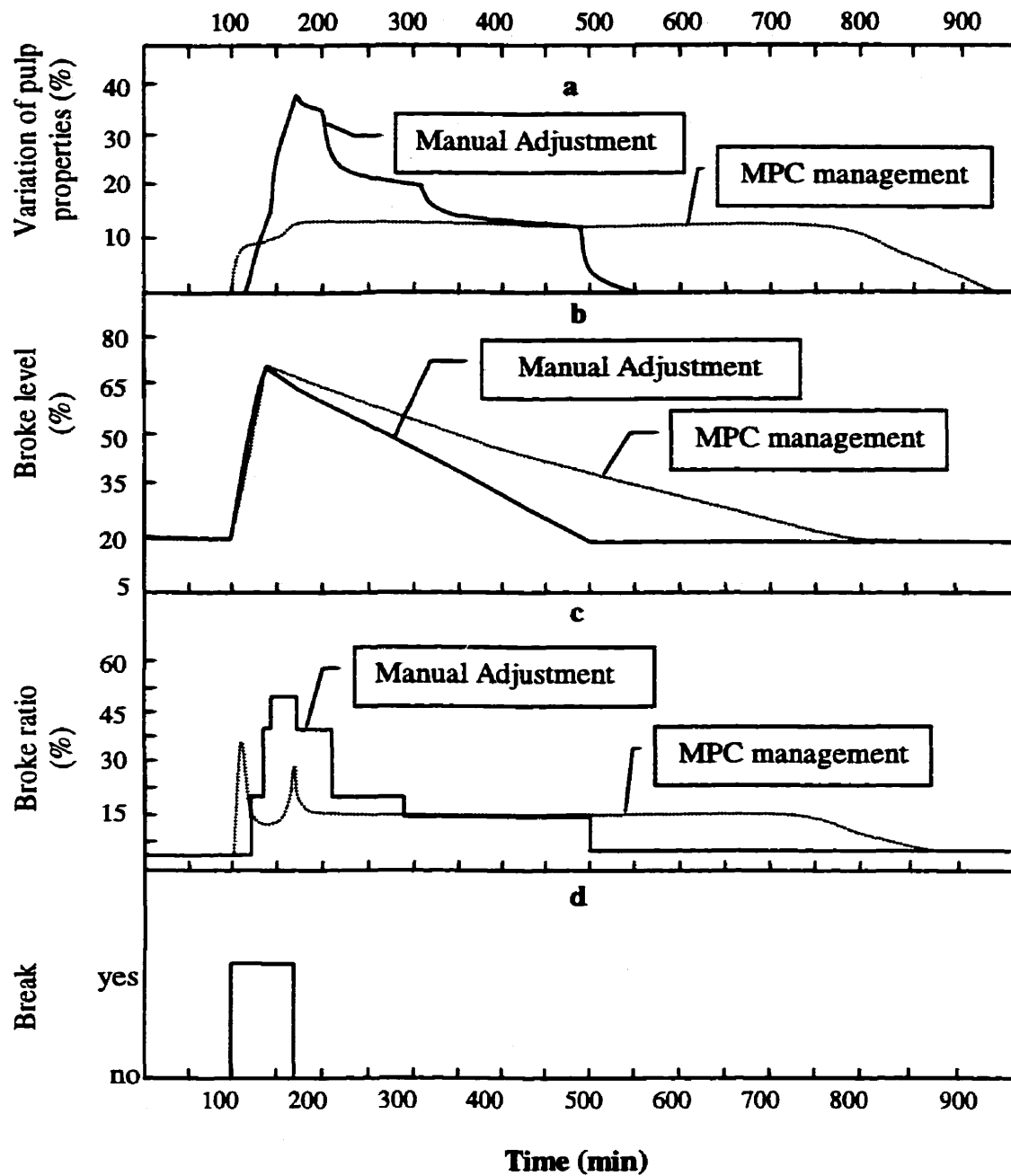


Figure 4.6: Optimal Sequence of Ratios During a Break. as a Function of Break Duration and Broke Level



**Figure 4.7 : Comparison Between MPC Management and Manual Adjustment
for a Sequence of Two Breaks**

a: Mixed Pulp Properties Variation; b: Level in Broke Tank;
c: Broke Ratios; d: Break Pattern



**Figure 4.8 : Comparison between MPC management and manual adjustment
for Break Duration of 65 Minutes**

a: Mixed Pulp Properties Variation; b: Level in Broke Tank;

c: Broke Ratios; d: Break Pattern

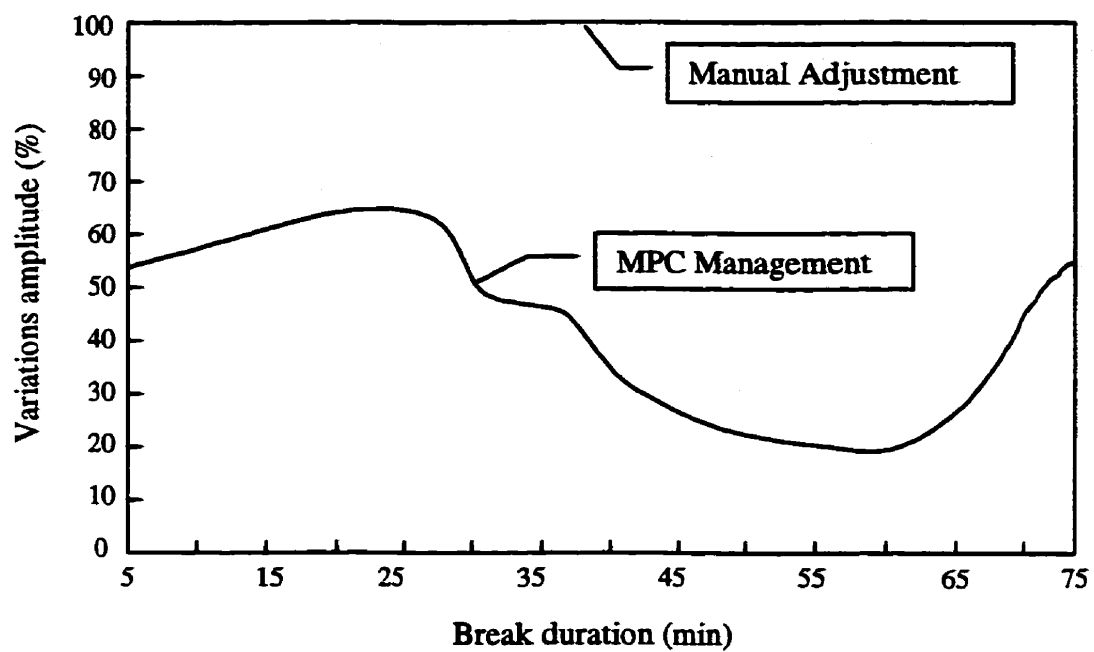


Figure 4.9: Variations of the Amplitude of Mixed Pulp Properties with MPC Management and Manual Adjustment

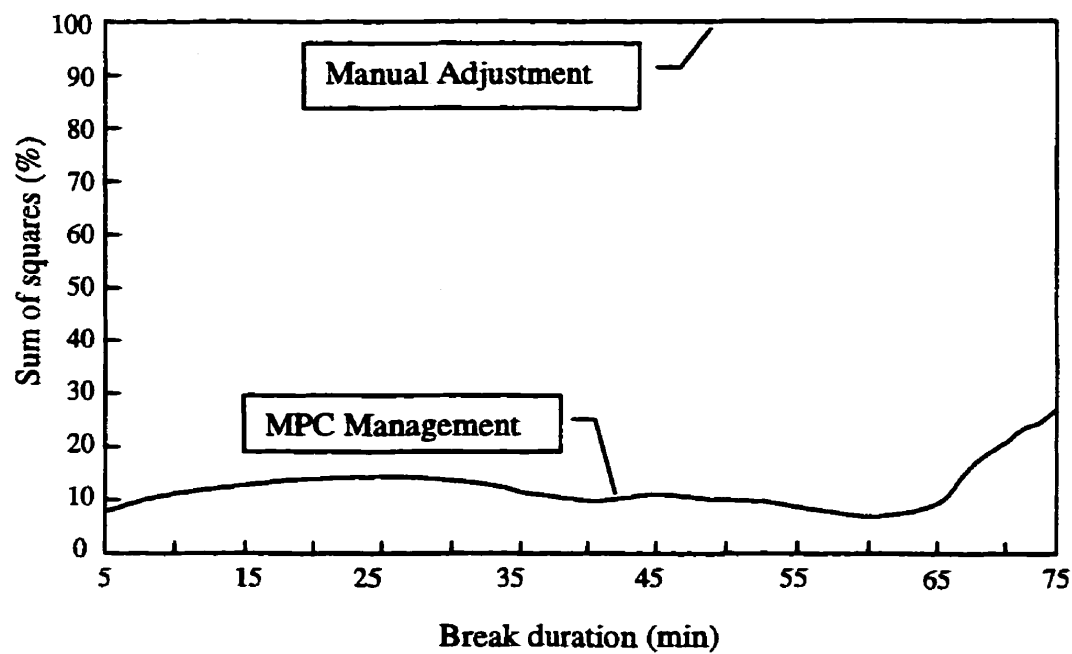


Figure 4.10 : Sum of squares of Properties Variations of Mixed Pulp with MPC Management and Manual Adjustment

CONCLUSION

Diverses perturbations affectent le procédé de fabrication de papier. Parmi elles, la casse de la feuille et les fluctuations de la qualité des composants de la pâte à l'entrée de la machine à papier sont les plus importantes. Le développement de modèles dynamiques est nécessaire pour évaluer la capacité du système de contrôle à gérer ces perturbations et développer des stratégies qui réduisent la variabilité du procédé.

Un modèle dynamique détaillé d'un atelier de fabrication de papier journal a d'abord été établi. Il a permis d'étudier les effets de la casse de la feuille dans la machine à papier sur le procédé.

L'examen de l'impact des perturbations engendrées par une casse de la feuille sur les niveaux des réservoirs des eaux blanches a montré les limites du système de contrôle actuel de gestion des inventaires à l'aide de régulateurs locaux. Un algorithme de commande prédictive de gestion intégrée des réservoirs d'eaux blanches a été développé pour remédier à cette situation. Les résultats montrent que le système intégré permet d'obtenir une réduction et une stabilisation du débit des effluents ainsi qu'une diminution des amplitudes des variations des actions de contrôle. Cet algorithme évite les déséquilibres locaux en eau blanche en additionnant les capacités des réservoirs et a dès lors pour effet de retarder au maximum l'addition d'eau fraîche ou le rejet des eaux vers le système de traitement.

La simulation a ensuite mis en évidence les effets néfastes du changement de ratio des cassés sur l'opération de la machine. Étant donné que la plupart des variations de propriétés de la pâte dans la caisse d'arrivée ont pour origine un changement du ratio des cassés, une stratégie de gestion des cassés basée sur la commande prédictive a été développée. Les simulations montrent que cette stratégie réduit l'amplitude et la vitesse des variations de toutes les propriétés de la pâte dans la caisse d'arrivée par rapport à la stratégie habituelle et ce pour n'importe quelle durée de casse. L'application en usine de cet algorithme devrait améliorer l'opération de la machine à papier et réduire les variations des propriétés du papier.

En ce qui concerne les travaux futurs, il serait intéressant de développer une stratégie pour la gestion optimale des inventaires de pâte. Les niveaux dans les cuviers de pâte à haute concentration, la production des pâtes thermomécanique, Kraft et désencrée, les stocks de pâte achetée, la consommation électrique et les variations de propriétés de la pâte alimentant la machine à papier sont toutes des variables interreliées. Or l'action de contrôle qui influence tous ces facteurs est le ratio des pâtes à l'entrée du cuvier de la machine, qui est géré manuellement pour l'instant. Autrement dit, l'opérateur influence l'ensemble des opérations dans l'usine alors qu'il ne dispose d'aucun modèle mathématique pour prendre une décision. La fonction objectif d'un algorithme d'optimisation pourrait inclure des termes de consommation électrique, de coût des pâtes achetées et de variations des propriétés de la pâte mélangée. Les variables manipulées seraient les ratios des pâtes à l'entrée de la machine à papier, le

rythme de production des ateliers de pâte et l'utilisation des pâte produites à l'extérieur.

RÉFÉRENCES

BONHIVERS, J.C., GAGNON, S., PARIS, J. et PERRIER, M. (1998). Simulation dynamique de l'atelier des machines à papier de l'usine Kruger à Bromptonville, Québec. Manuel de référence, École Polytechnique de Montréal, Canada.

BOOT, J.C.G. (1964). Quadratic programming: algorithms, anomalies, applications. Amsterdam : North Holland Publishing, Chapitre 9.

BUSSIÈRE, S., ROCHE, A.A. et PARIS, J. (1992). Analysis and control of white water network perturbations in an integrated paper mill. Pulp & Paper Canada, 93(4), 97-100 .

BRAKER, J., PÉPIN, M.F., MARINO, S., CARRIÈRE, M. et PARIS, J. (1996). Fermeture des circuits dans une usine intégrée: Étude de cas technico-économique. Proc. of Conf. Technologique Estivale CPPA, Québec.

BRANCH, M.A., GRACE, A. (1996). Optimization Toolbox, User's Guide. The MathWorks Inc.

CLARKE, D.W., MOHTADI, C. et TUFFS, P.S. (1987). Generalized predictive control. Part 1: the basic algorithm. Automatica, 23(2), 137-160.

CROTEAU, A.P. et ROCHE, A.A. (1987). Study of broke handling and white water management using a dynamic simulation. Pulp & Paper Canada, 88(11), 420-423.

GESS, J.M. et KANITZ, R.A. (1996). Monitoring the stability of a paper machine. Tappi Journal, 79(4), 119-126.

HOLLAND, V.K. (1990). Broke systems. Pulp and Paper Manufacture, Vol. 7, Paper Machine Operation, 3rd Ed., The Joint Textbook Committee of the Paper Industry, TAPPI-CPPA, 462-471.

KHANBAGHI, M., MALHAMÉ, R., PERRIER, M. et ROCHE, A.A. (1997). A statistical model of paper breaks in an integrated TMP-newsprint mill. Journal of Pulp and Paper Science, 23(6), 282-288.

LINSTROM, R., MANFIELD, W.H., TRACZ, A.F. et MARDON, J. (1994). Coping with an avalanche of breaks. Appita Journal, 47(2), 163-172.

LUQUET, G. (1995). Production stability on paper machines and pulp and white water circuits. Tappi Journal, 78(10), 256-258.

ORCCOTOMA, J.A., PARIS, J. et PERRIER, M. (1997). Dynamics of white water networks during web breaks. Tappi Journal, 80(12), 101-110.

ORCCOTOMA, J.A., STIÉE, D., PARIS, J. et PERRIER, M. (1997). Dynamics of fines distribution in a whitewater network. Pulp & Paper Canada, 98(9), 77-80.

OULIDI, A. et PARIS, J. (1998). Analyse statistique des casses de la feuille dans une machine à papier. Proc. 84th Annual Meeting, Technical Section CPPA , Montréal, A309-A315.

RICKER, N.L. (1985). Use of quadratic programming for constrained internal model control. Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., 24, 925-936.

ROISUM, D.R. (1990). Runnability of paper – Part 2: troubleshooting web breaks. Tappi Journal, 73(2), 101-106.

ANNEXE 1: DIAGRAMMES DE SIMULATION

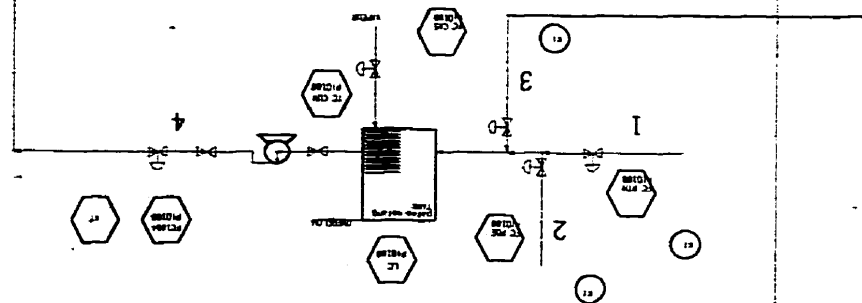
Les diagrammes de simulation des machines à papier n°1, 2 et 3 ainsi que du système central de l'usine Kruger de Bromptonville ont été tirés à part.

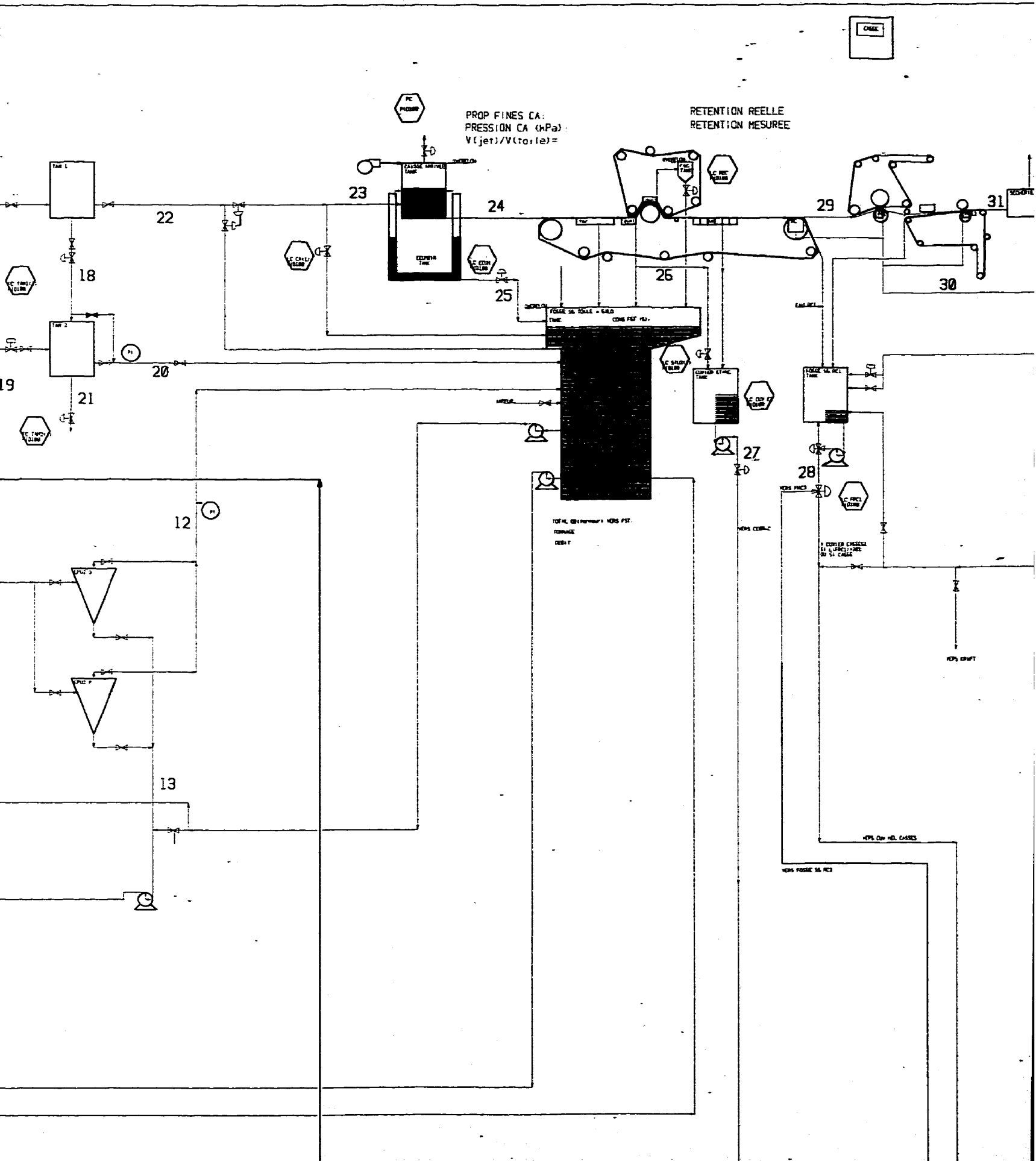
NOTE TO USERS

Oversize maps and charts are microfilmed in sections in the following manner:

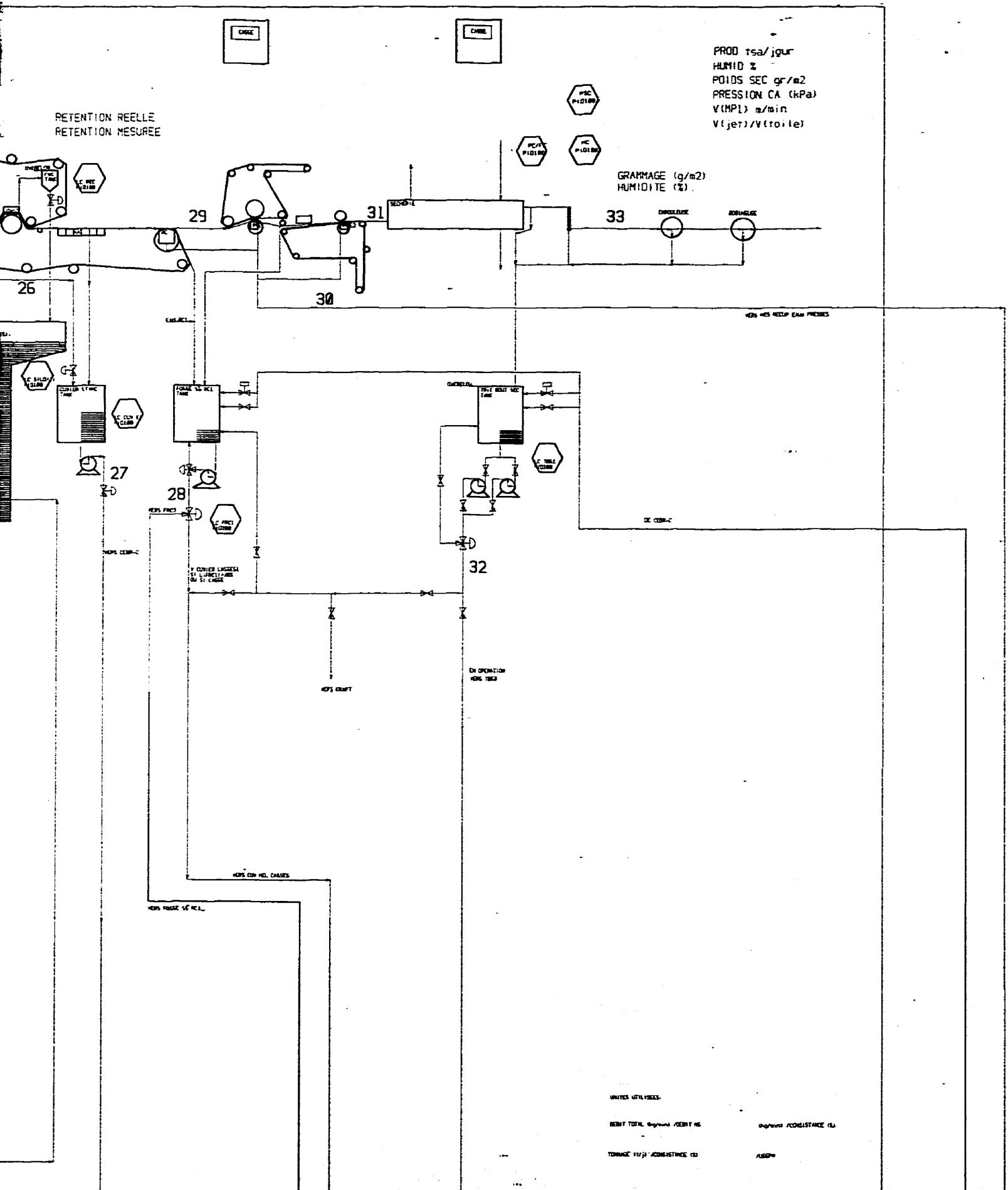
**LEFT TO RIGHT, TOP TO BOTTOM, WITH
SMALL OVERLAPS**

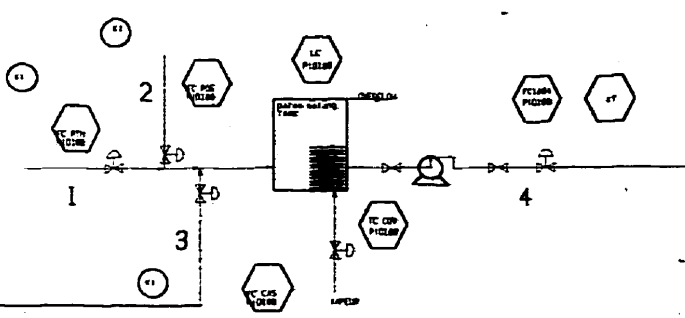
UMI

[illegible]

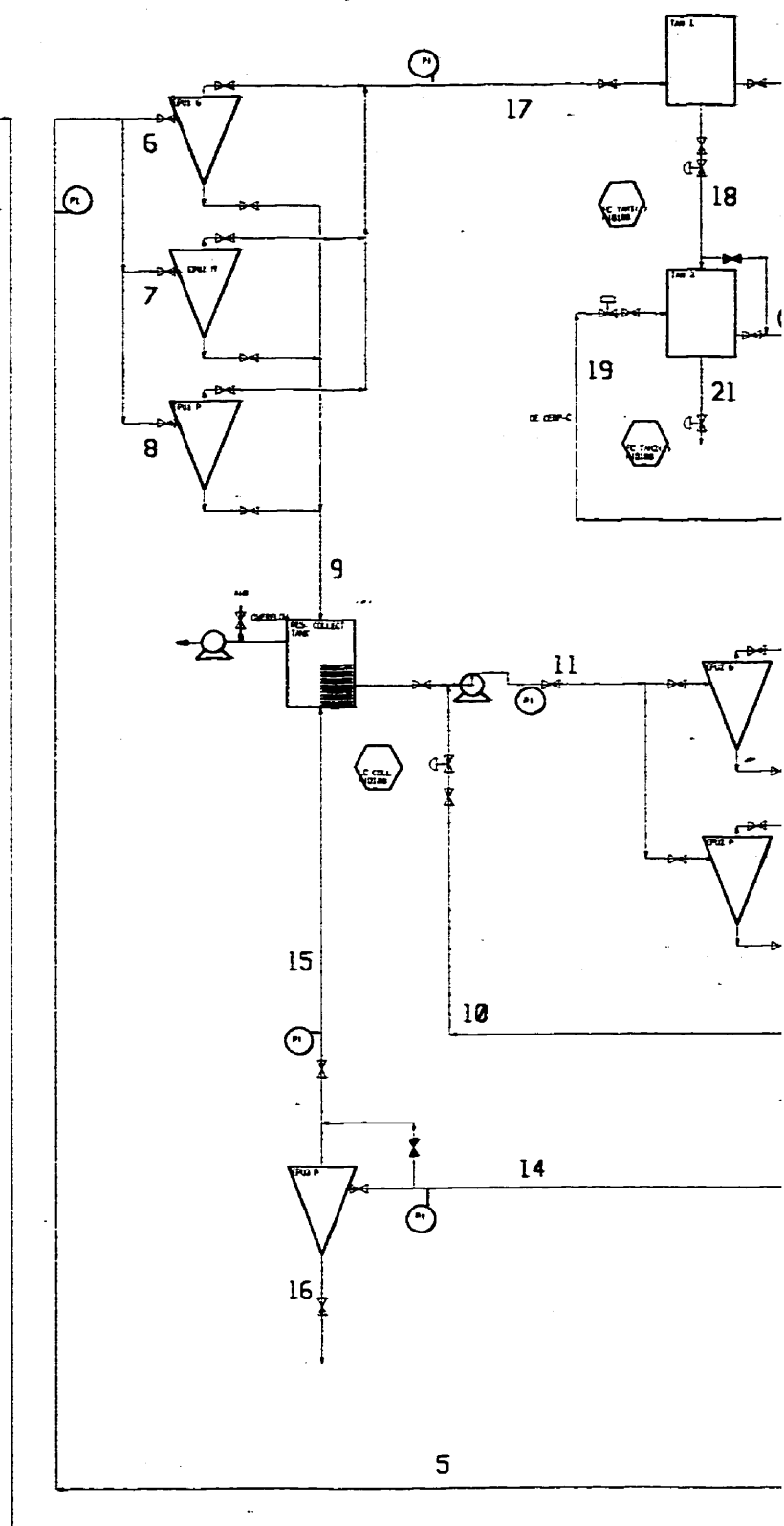


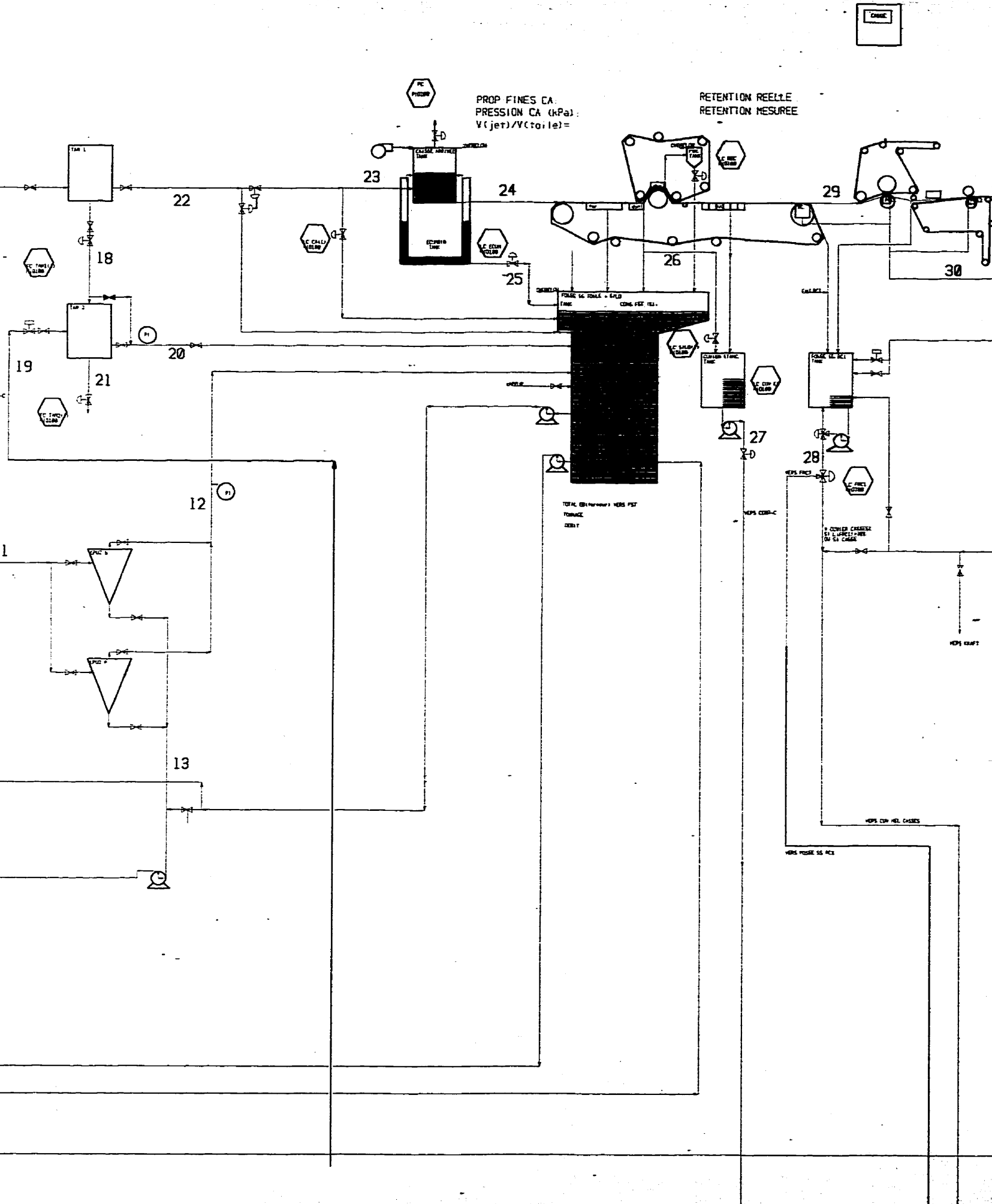
ECOLE POLYTECHNIQUE: UNITE DE GENIE PAPETIER





CASSE V TBS1 (1)
 CASSE V FRC1 (1)
 OUVERTURE LEVRE (m2)
 HUMIDITE PAPIER (%)
 VITESSE MP1 (m/min)
 PRESSION CA (kPa)
 GRAMMAGE (g/m2)
 LARGEUR CALANDRE (m)
 LARGEUR BOBINEUSE (m)
 LARGEUR ENROULEUSE (m)
 RATIO PCE (%)
 RATIO CASSE (%)
 RETENTION LONGUES (%)
 RETENTION FINES (%)
 DEB. REJ. TAM1 (l/min)
 TAUX REJ. TAM1 (%)
 PERTE CHARGE TAM1
 DEB. REJ. TAM2 (l/min)
 TAUX REJ. TAM2 (%)
 PERTE CHARGE TAM2
 FACT. EPAIS. EPUL
 TAUX REJETS EPUL (%)
 OP EPUL (PSI)
 NBRE G EPUL
 NBRE M EPUL
 NBRE P EPUL
 FACT. EPAIS. EPU2
 TAUX REJETS EPU2 (%)
 OP EPU2 (PSI)
 NBRE G EPU2
 NBRE M EPU2
 NBRE P EPU2
 FACT. EPAIS. EPU3
 TAUX REJETS EPU3 (%)
 OP EPU3 (PSI)
 NBRE G EPU3
 NBRE M EPU3
 NBRE P EPU3





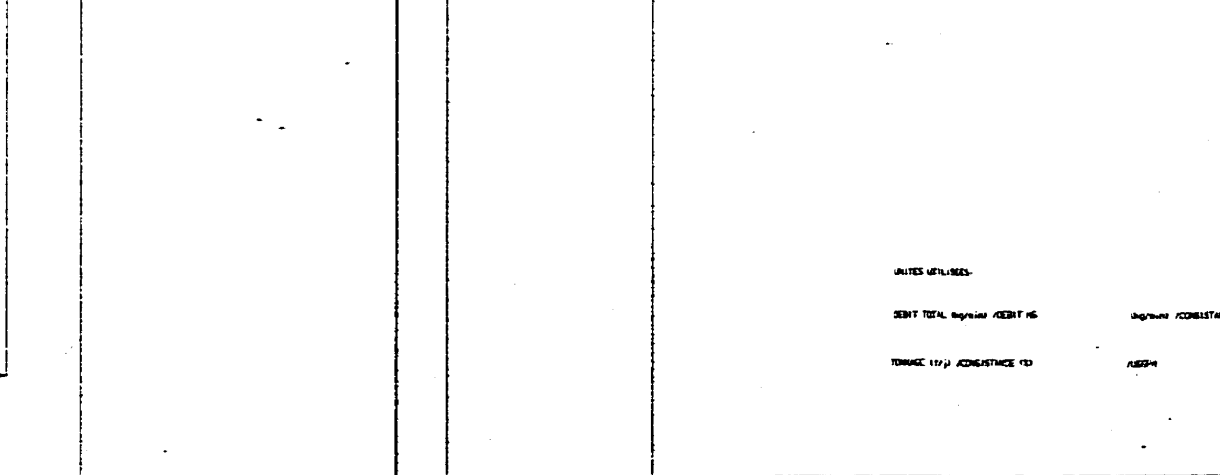
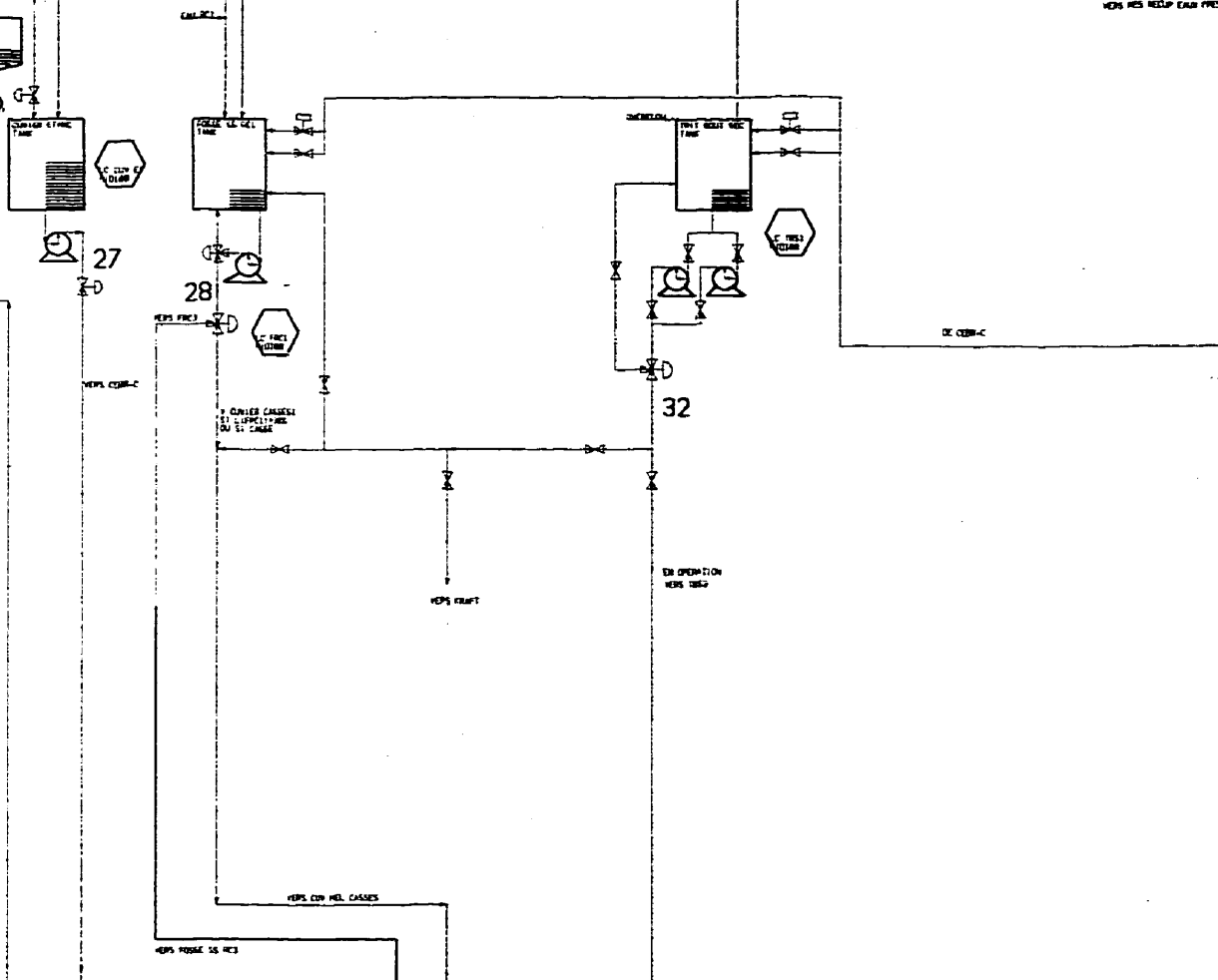
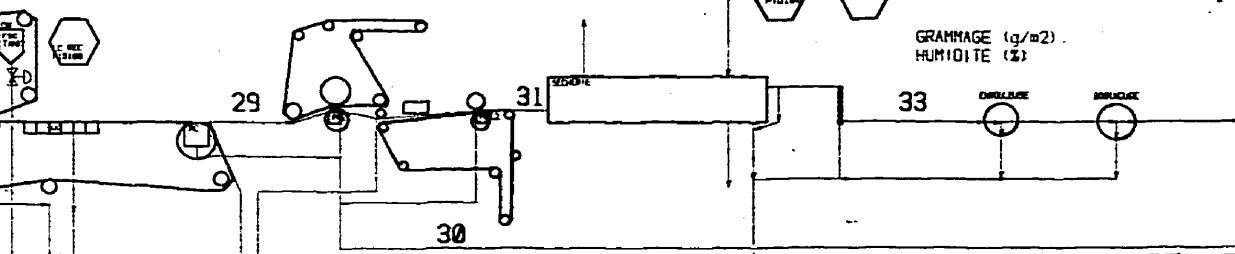


PROD tsa/jour
HUMID %
POIDS SEC gr/m2
PRESSION CA (kPa)
V(MPL) m/min
V(jet)/V(toile)



GRAMMAGE (g/m2)
HUMIDITE (%)

RETENTION REELLE
RETENTION MESUREE



UNITES UTILISEES:

SEMT TOTAL kg/m2 / SEMT HS

kg/m2 / COEFFICIENTE CL

TORNAVE 117/11 COEFFICIENTE YD

1/1000

NOTE TO USERS

Oversize maps and charts are microfilmed in sections in the following manner:

**LEFT TO RIGHT, TOP TO BOTTOM, WITH
SMALL OVERLAPS**

UMI

CASSE V FRC2 (1)
 CASSE V TBS2 (1)
 OUVERTURE LEVRE (m2)
 HUMIDITE PAPIER (%)
 VITESSE MP#2 (m/min)
 PRESSION CA (kPa)
 GRAMMAGE (gr/m2)
 LARGEUR CALANDRE (m)
 LARGEUR ENROULEUSE (m)
 LARGEUR BOBINEUSE (M)
 RATIO PDE (%)
 RATIO CASSE (%)
 RETENTION LONGUES (%)
 RETENTION FINES (%)
 DEBIT REJ TAM1 (l/min)
 TAUX REJETS TAM1 (%)
 PERTE CHARGE TAM1
 DEBIT REJ TAM2 (l/min)
 TAUX REJETS TAM2 (%)
 PERTE CHARGE TAM2
 FACT. EPAIS. EPU1
 TAUX REJETS EPU1 (%)
 DP EPU1 (PSI)
 NBRE G EPU1
 NBRE H EPU1
 NBRE P EPU1
 FACT. EPAIS. EPU2

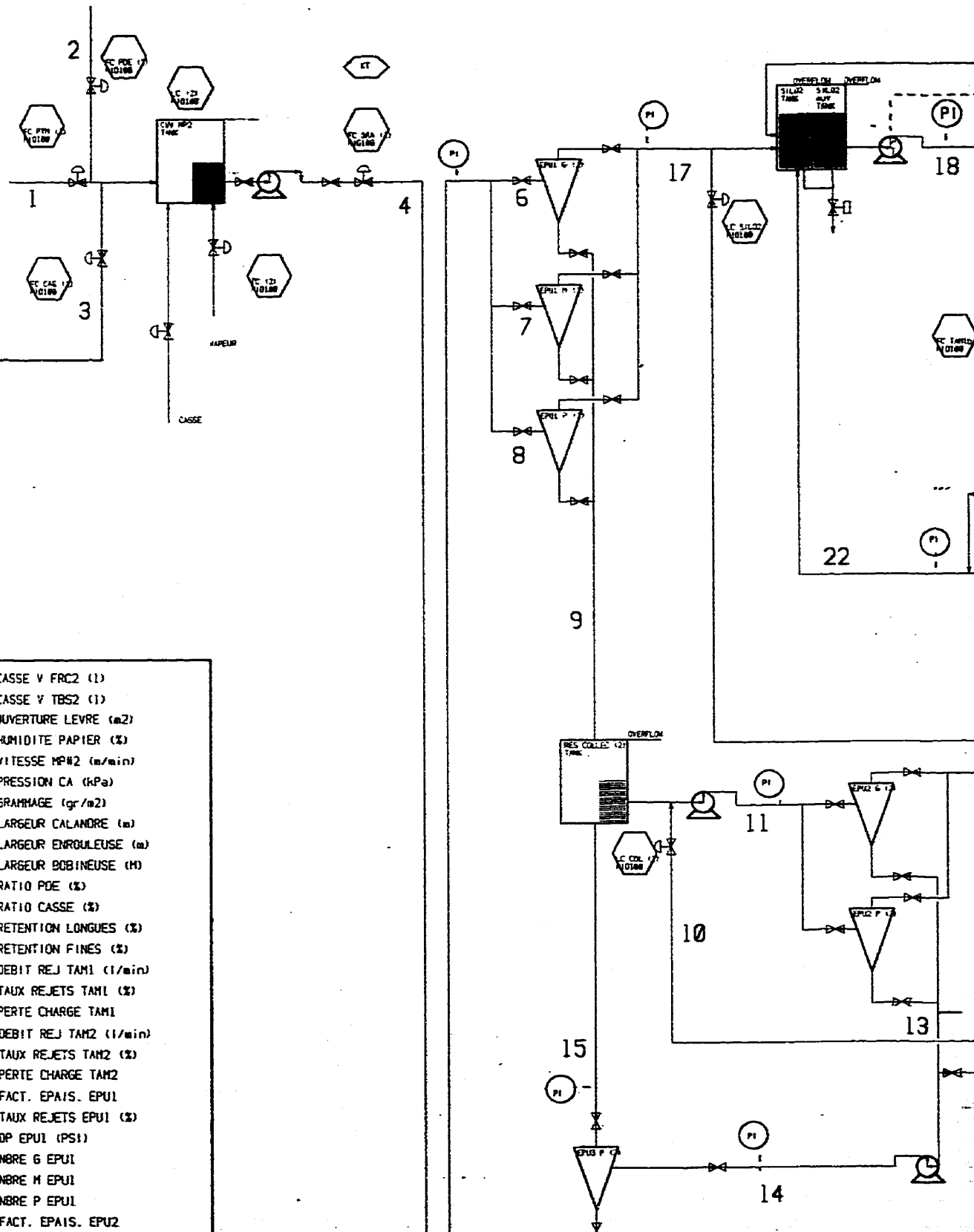


FIGURE A2: MACHINE A PAPIER

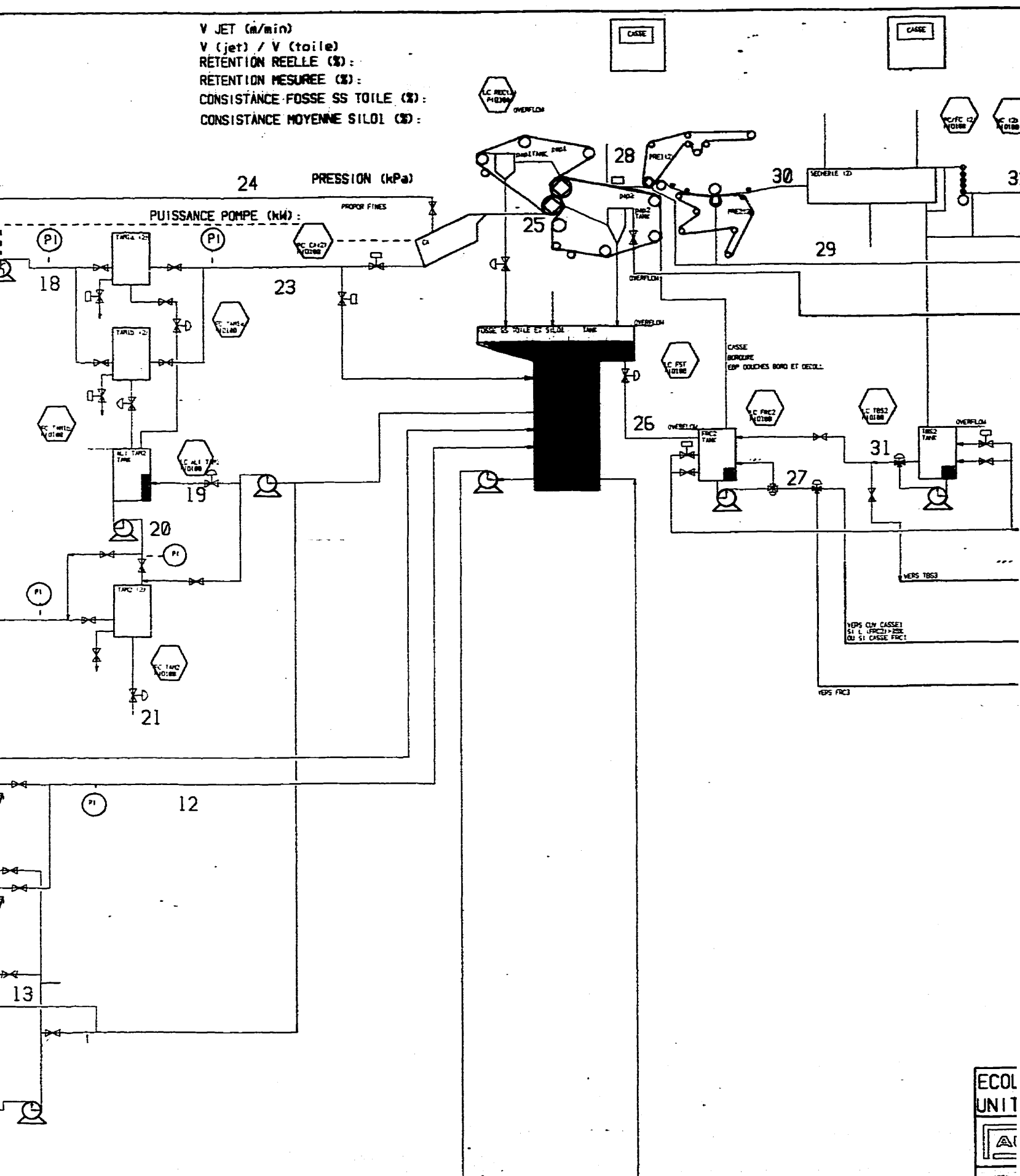
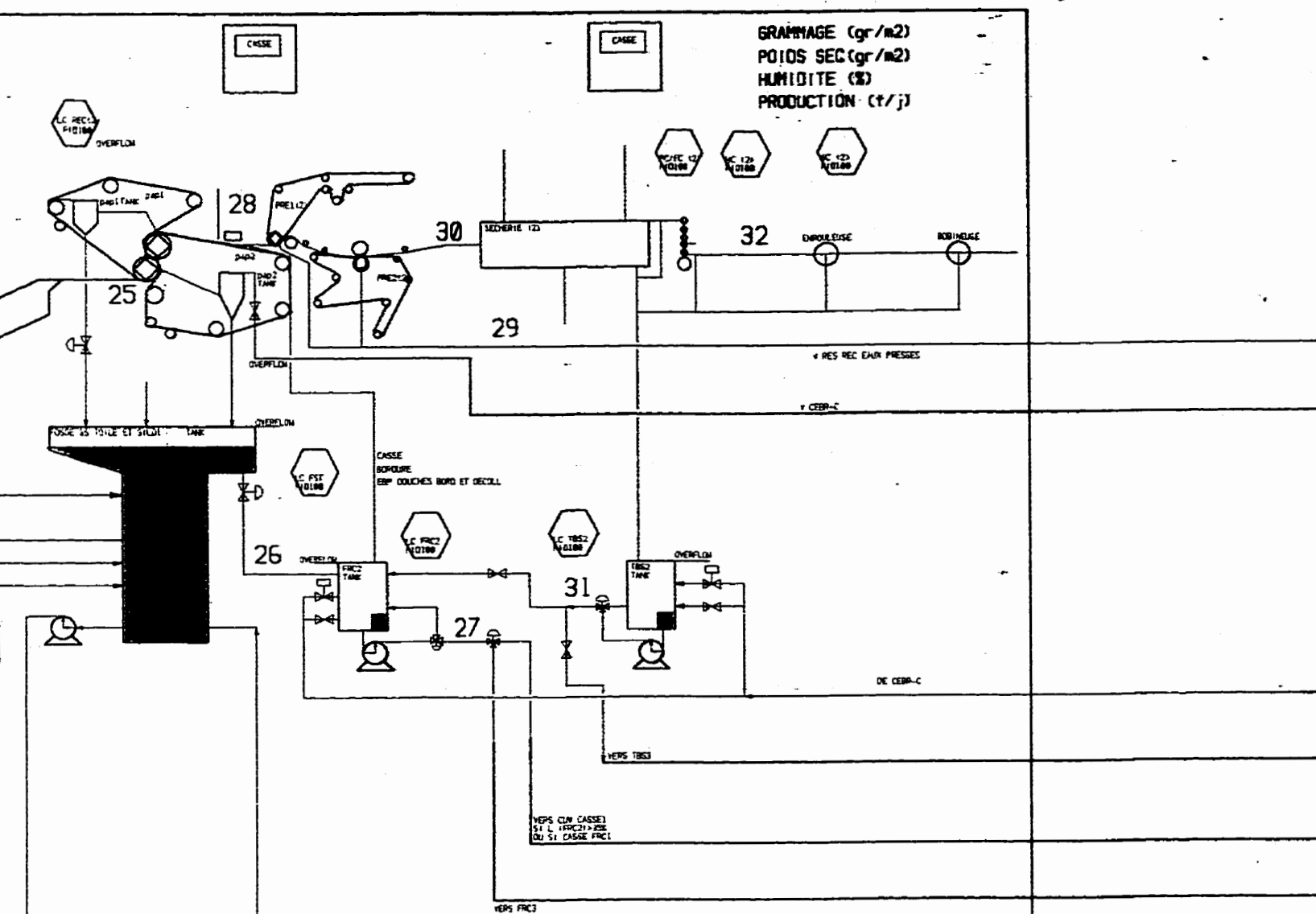


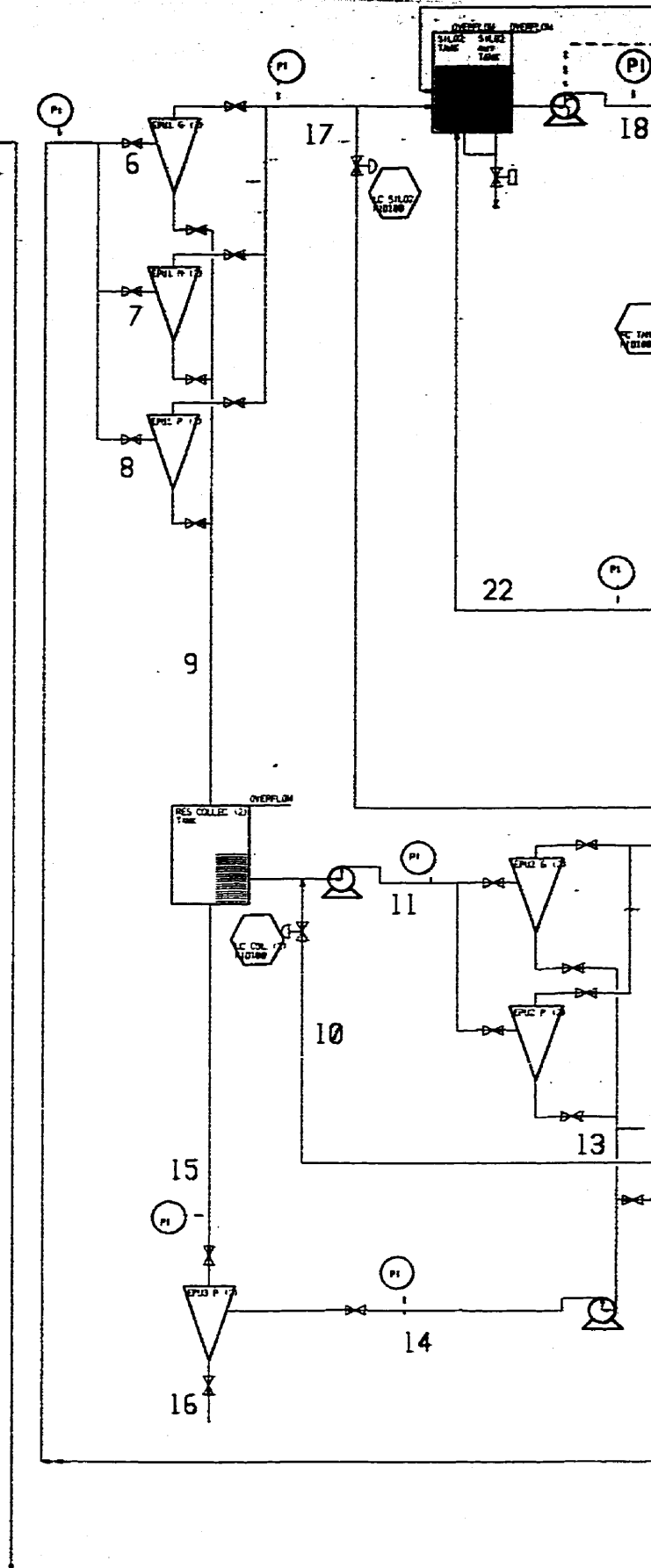
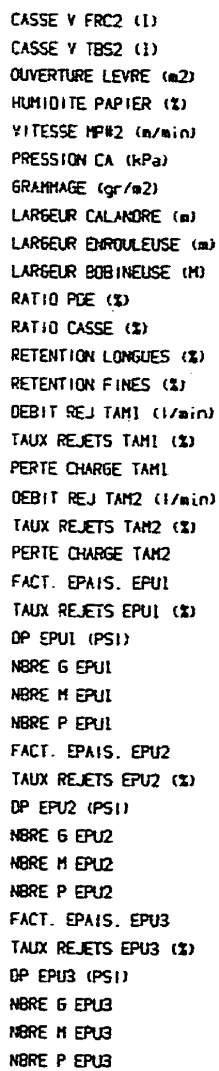
FIGURE A2: MACHINE A PAPIER No2

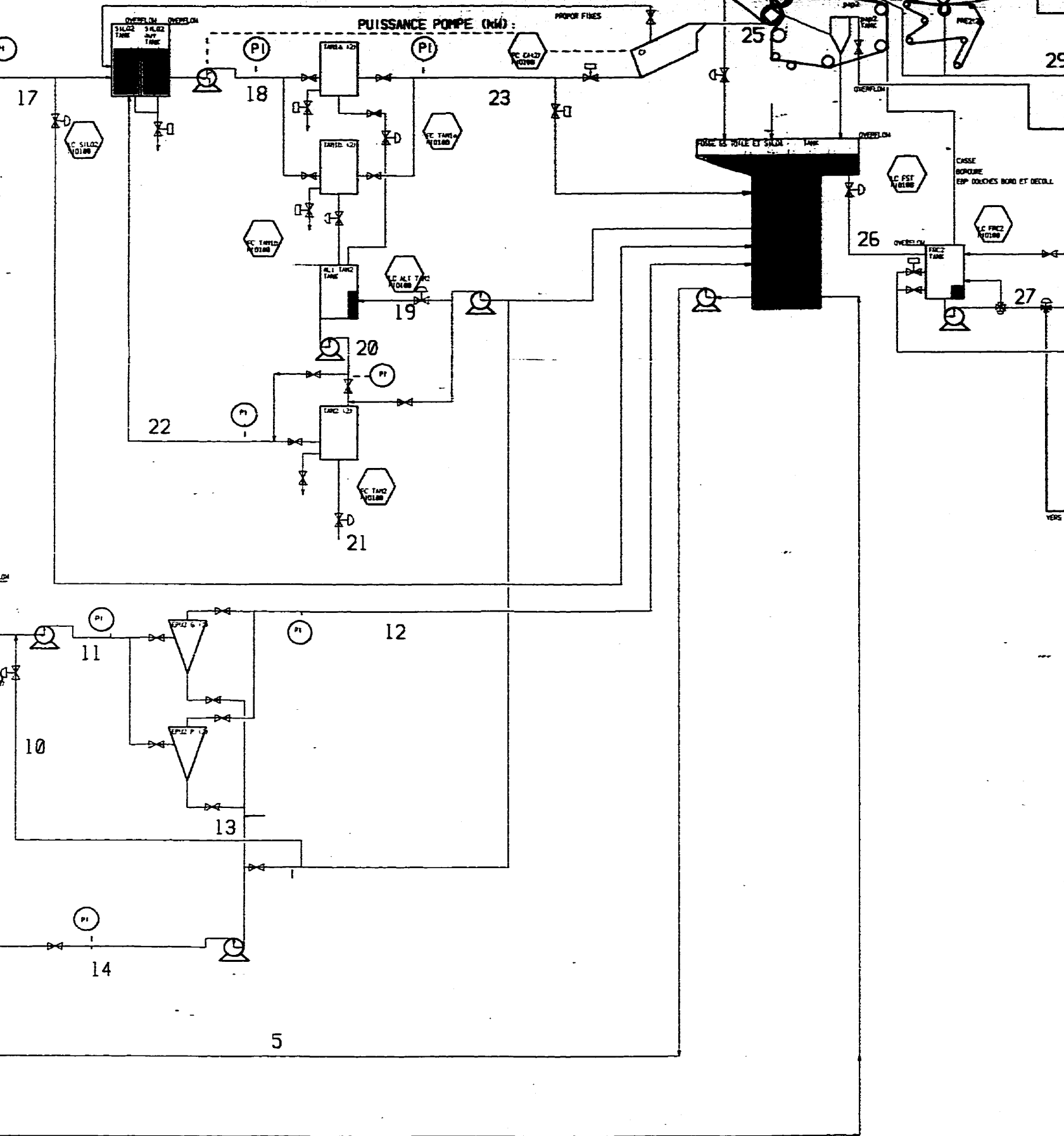


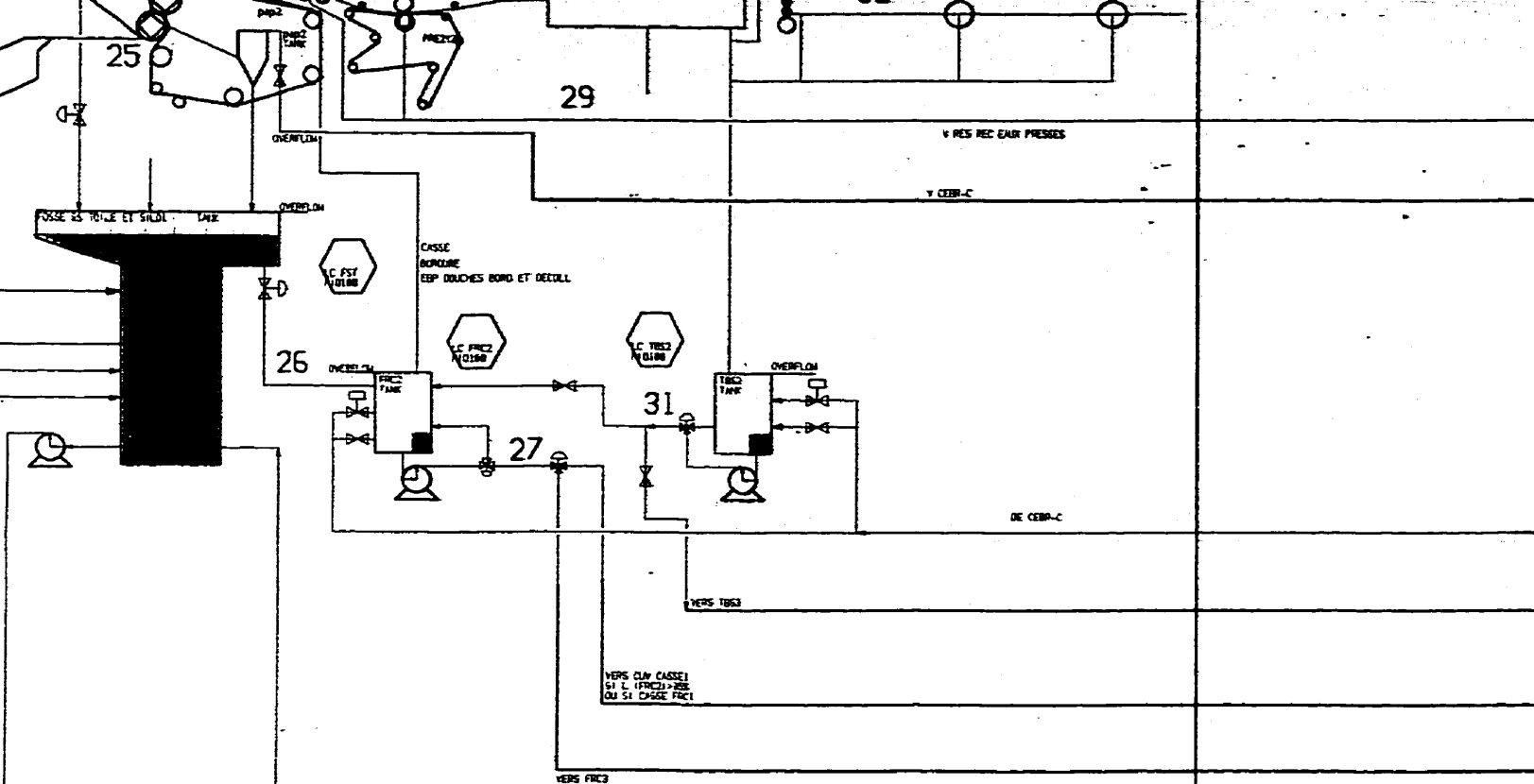
ECOLE POLYTECHNIQUE
UNITE DE-GENIE PAPETIER

AUREL

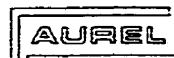
AUREL SYSTEMS INC.
VANCOUVER, CANADA







ECOLE POLYTECHNIQUE
UNITE DE GENIE PAPETIER



AUREL SYSTEMS INC.
VANCOUVER, CANADA

AREA

SUBJECT

MACHINE A PAPIER NO2

PROJECT NUMBER

DES.

CH.

APP.

DR. NO. YR.

DRAWING NUMBER

REV.

NOTE TO USERS

**Oversize maps and charts are microfilmed in sections in
the following manner:**

**LEFT TO RIGHT, TOP TO BOTTOM, WITH
SMALL OVERLAPS**

UMI

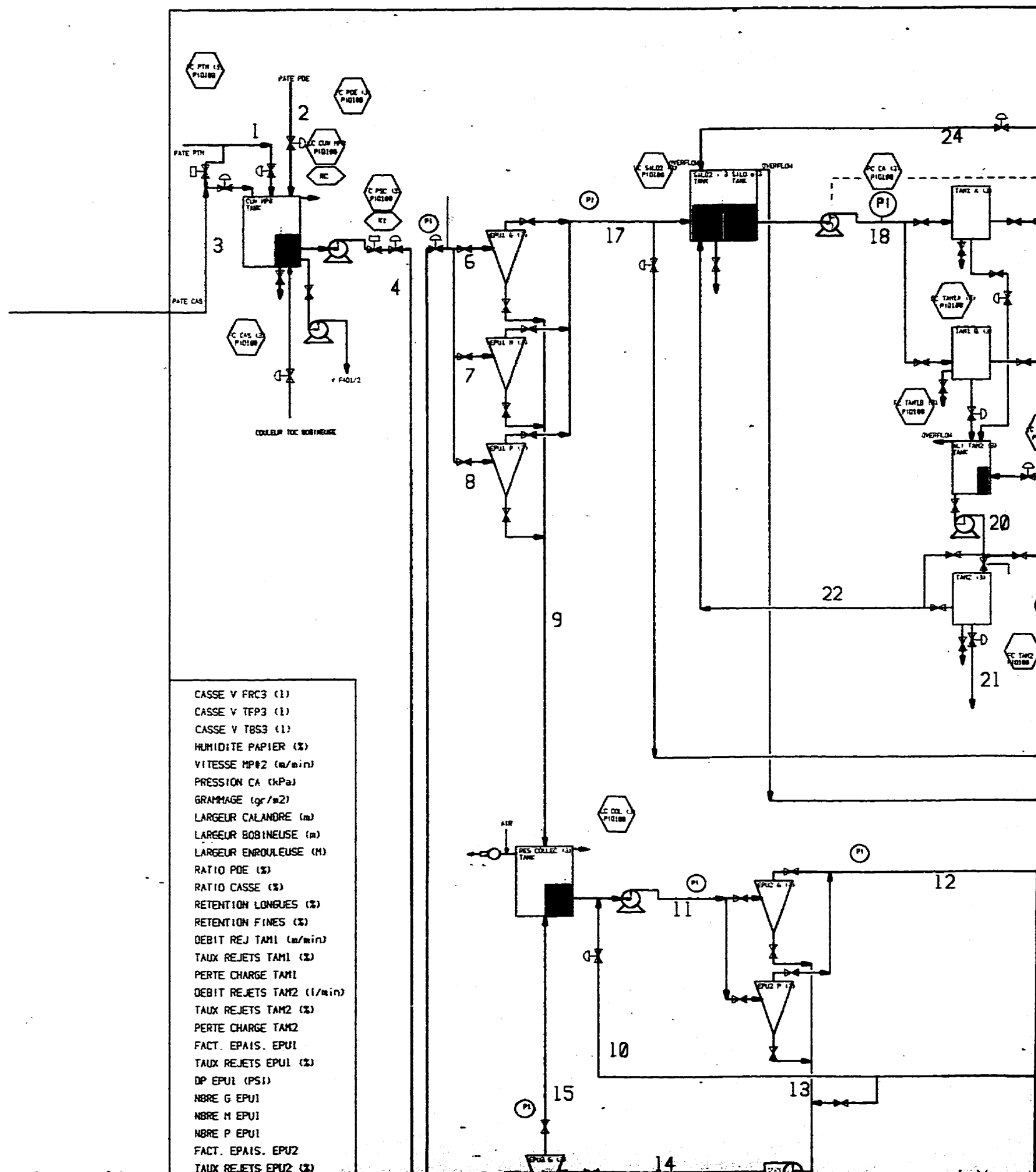


FIGURE A3: MACHINE A PAPIER N

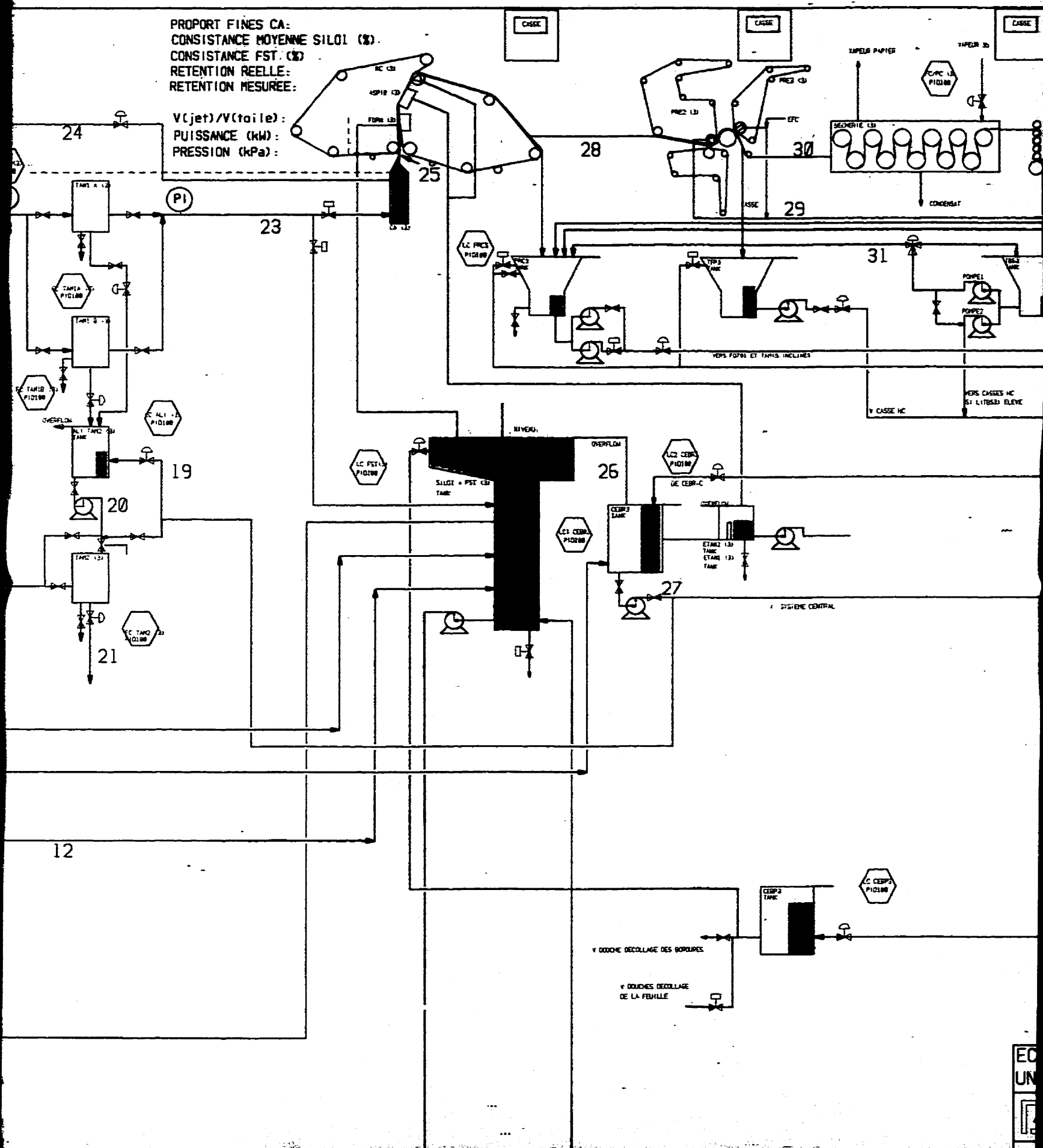
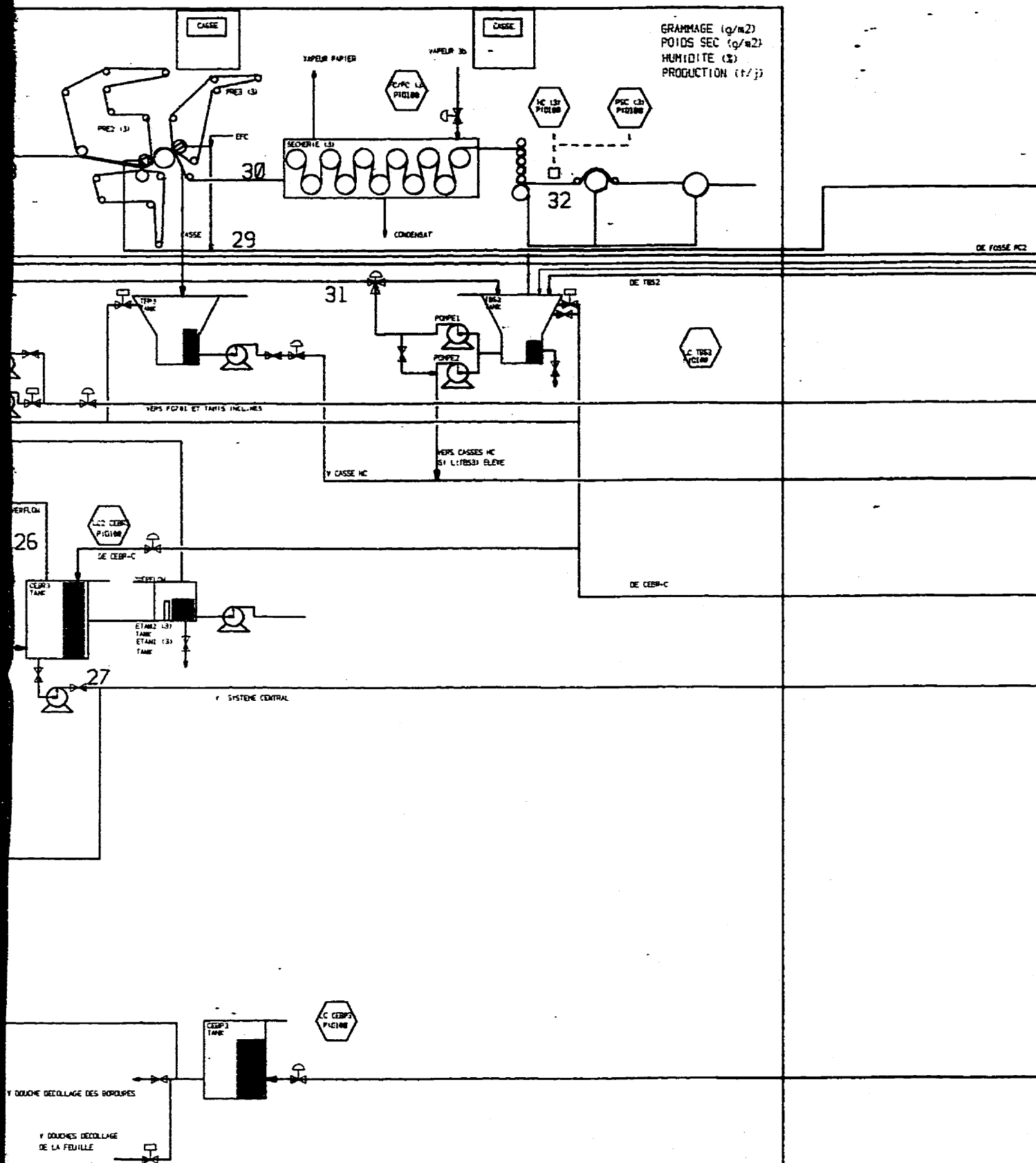
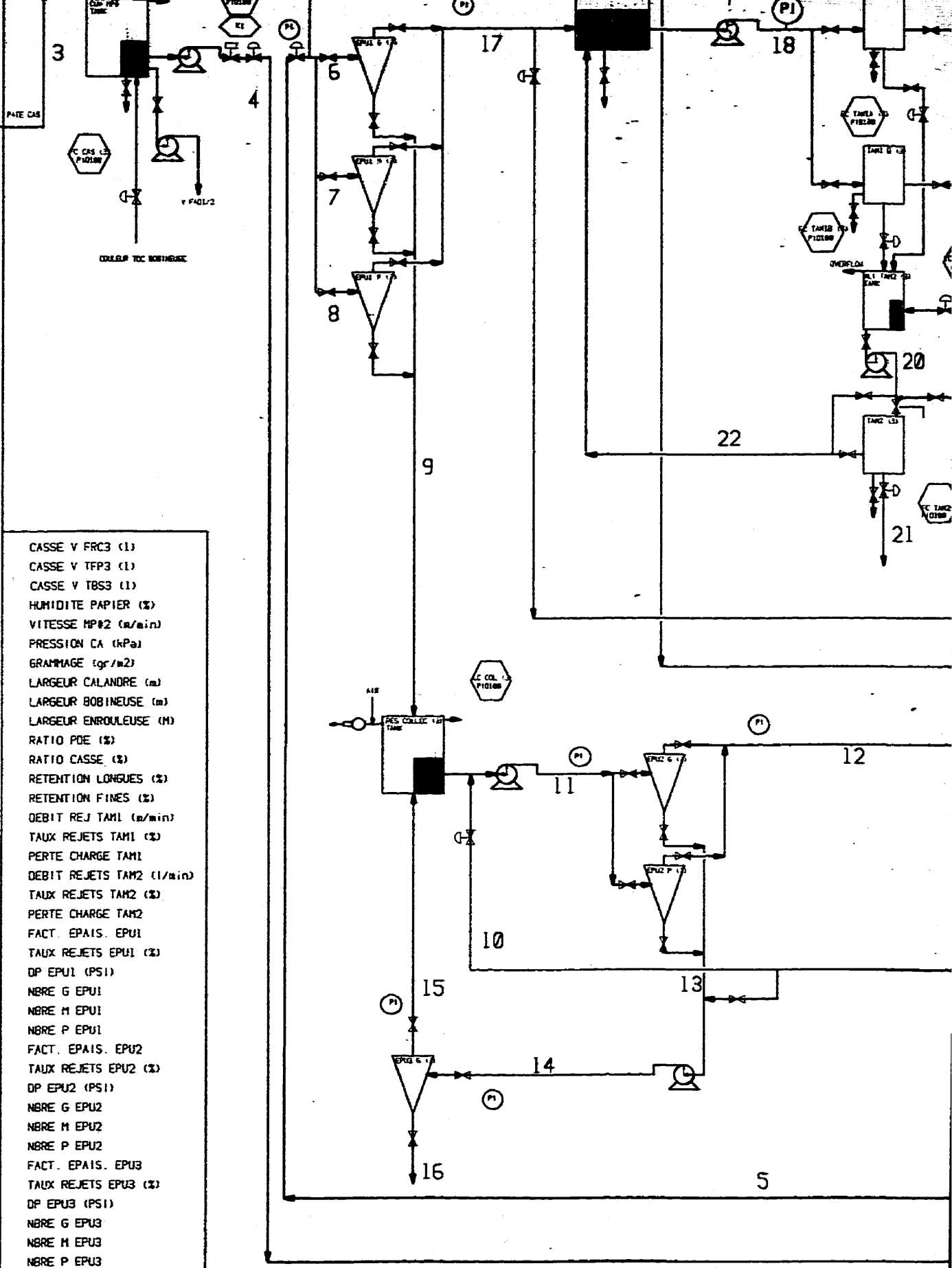


FIGURE A3: MACHINE A PAPIER No3

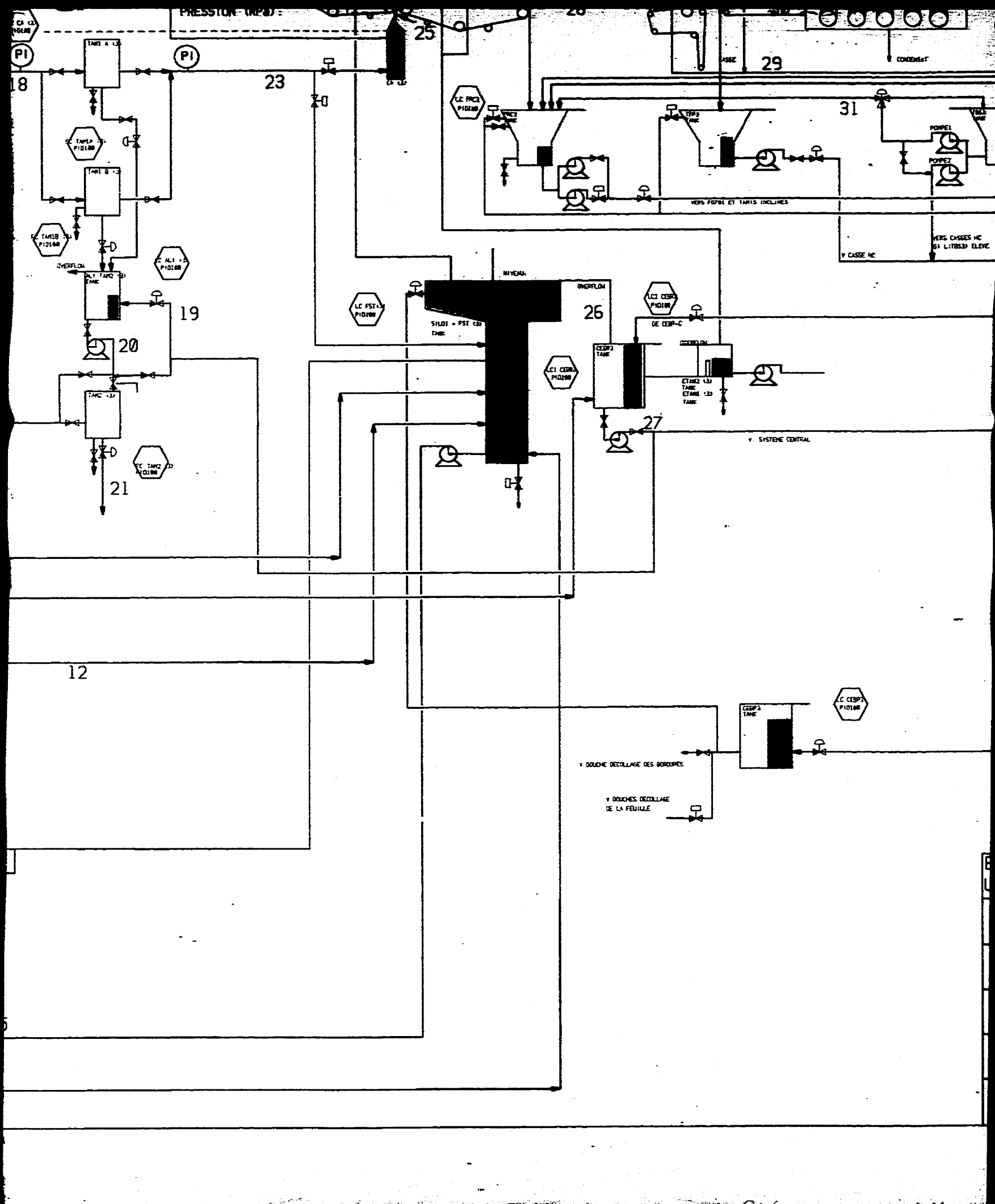


ECOLE POLYTECHNIQUE
UNITE DE GENIE PAPETIER

AUREL AUREL SYSTEMS INC.
VANCOUVER, CANADA



CASSE V FRC3 (1)
 CASSE V TFP3 (1)
 CASSE V TBS3 (1)
 HUMIDITE PAPIER (%)
 VITESSE MP#2 (m/min)
 PRESSION CA (kPa)
 GRAMMAGE (gr/m2)
 LARGEUR CALANDRE (m)
 LARGEUR BOBINEUSE (m)
 LARGEUR ENROULEUSE (M)
 RATIO POE (%)
 RATIO CASSE (%)
 RETENTION LONGUES (%)
 RETENTION FINES (%)
 DEBIT REJ TAM1 (m/min)
 TAUX REJETS TAM1 (%)
 PERTE CHARGE TAM1
 DEBIT REJETS TAM2 (l/min)
 TAUX REJETS TAM2 (%)
 PERTE CHARGE TAM2
 FACT. EPAIS. EPU1
 TAUX REJETS EPU1 (%)
 DP EPU1 (PSI)
 NBRE G EPU1
 NBRE M EPU1
 NBRE P EPU1
 FACT. EPAIS. EPU2
 TAUX REJETS EPU2 (%)
 DP EPU2 (PSI)
 NBRE G EPU2
 NBRE M EPU2
 NBRE P EPU2
 FACT. EPAIS. EPU3
 TAUX REJETS EPU3 (%)
 DP EPU3 (PSI)
 NBRE G EPU3
 NBRE M EPU3
 NBRE P EPU3

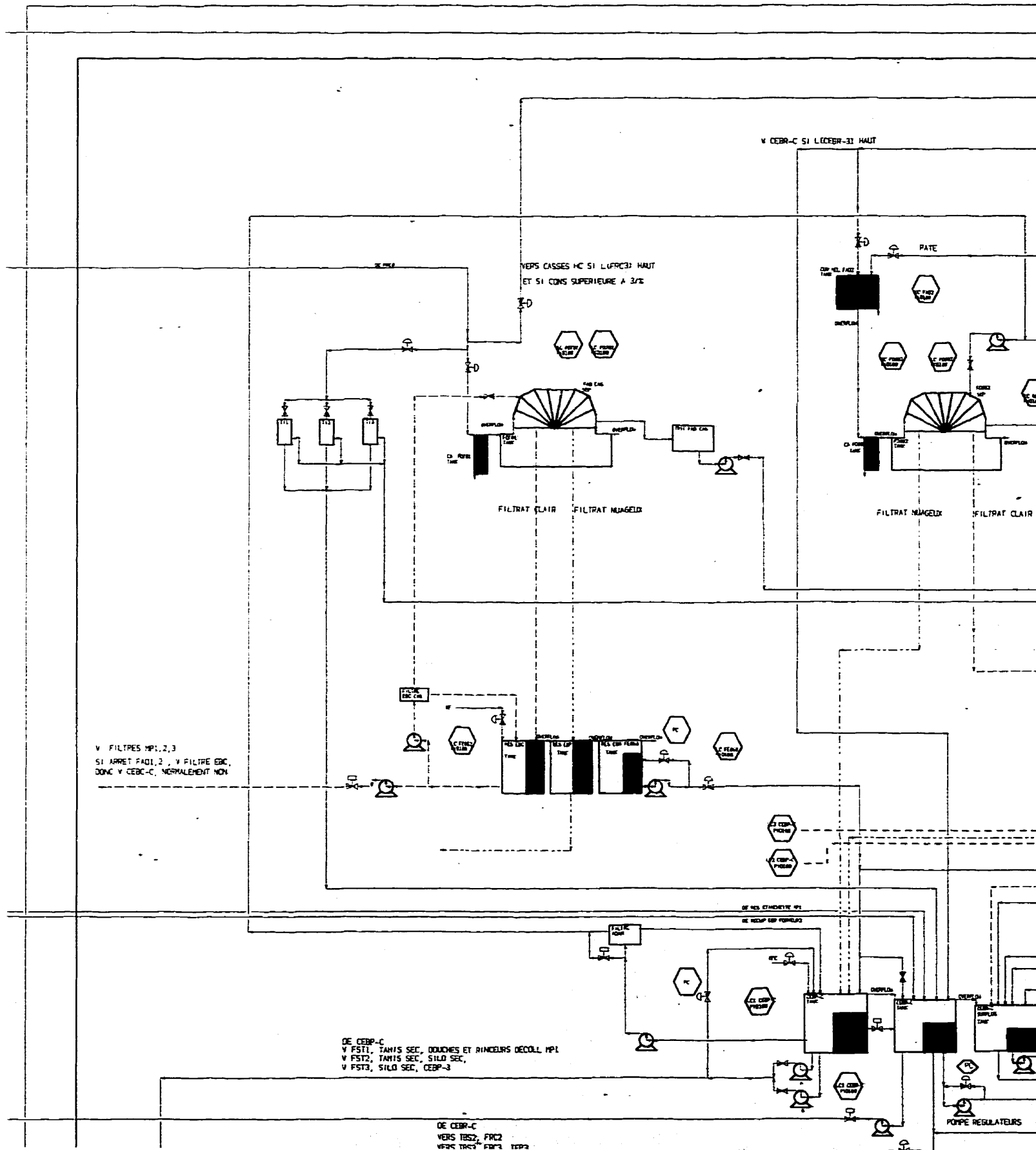


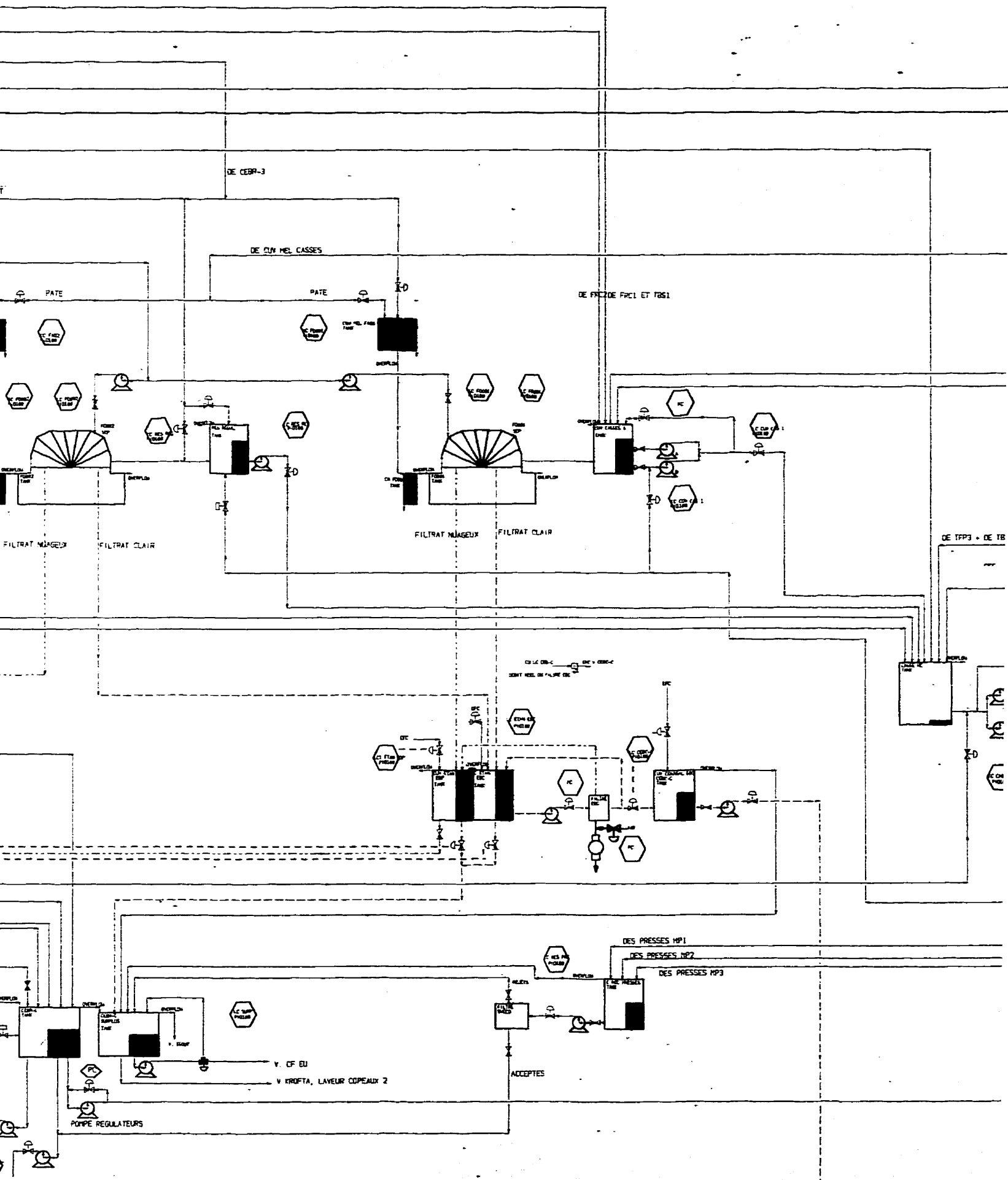
NOTE TO USERS

**Oversize maps and charts are microfilmed in sections in
the following manner:**

**LEFT TO RIGHT, TOP TO BOTTOM, WITH
SMALL OVERLAPS**

UMI





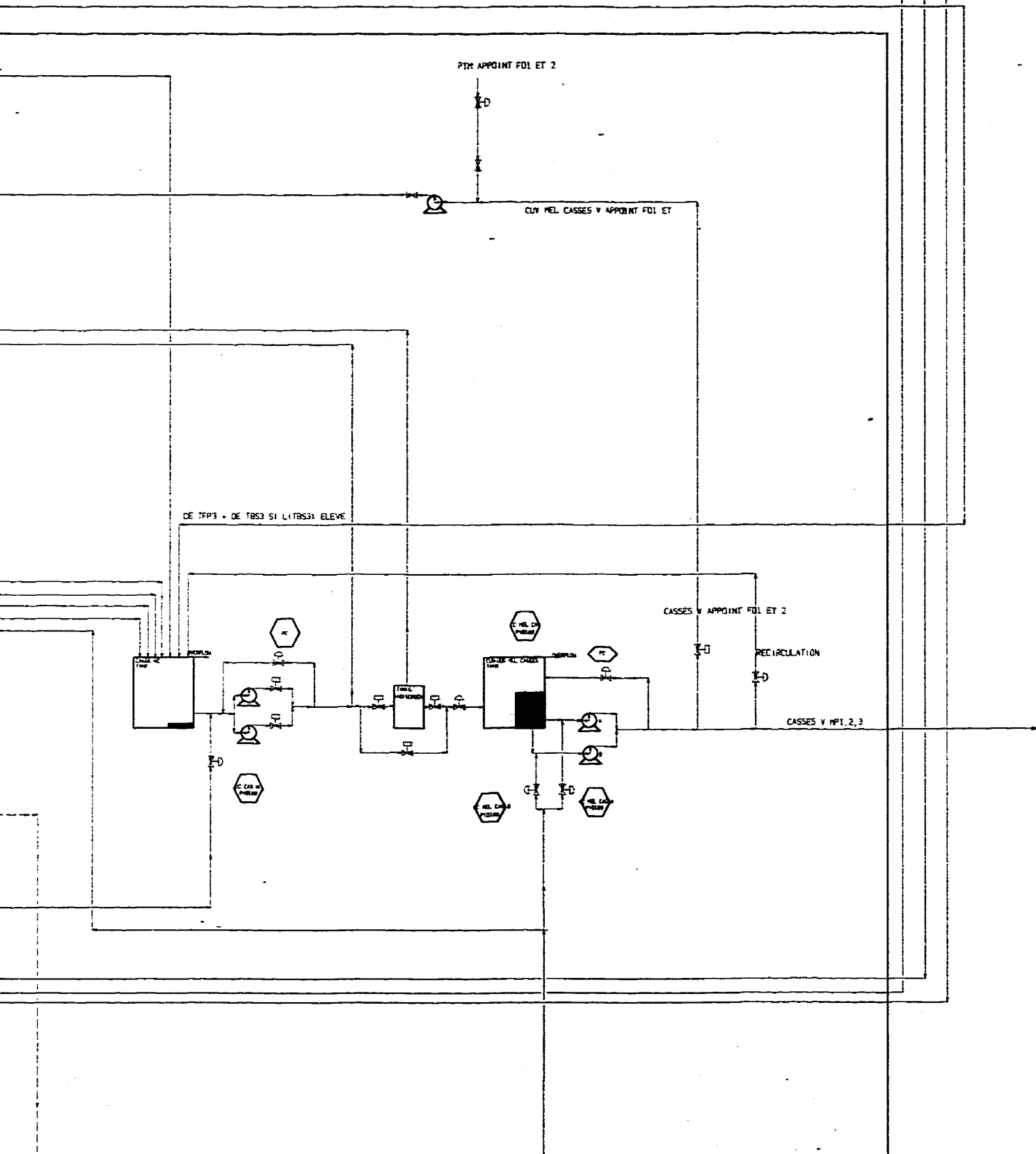


FIGURE A4: SYSTEME COMMUN

V CEBR-C SI C.CEBR-31 HAUT

VERS CASSES MC SI L (FRC3) HAUT
ET SI CONS SUPERIEURE A 3/2

PATE

FILTRAT CLAIR

FILTRAT MANGEUX

FILTRAT MANGEUX

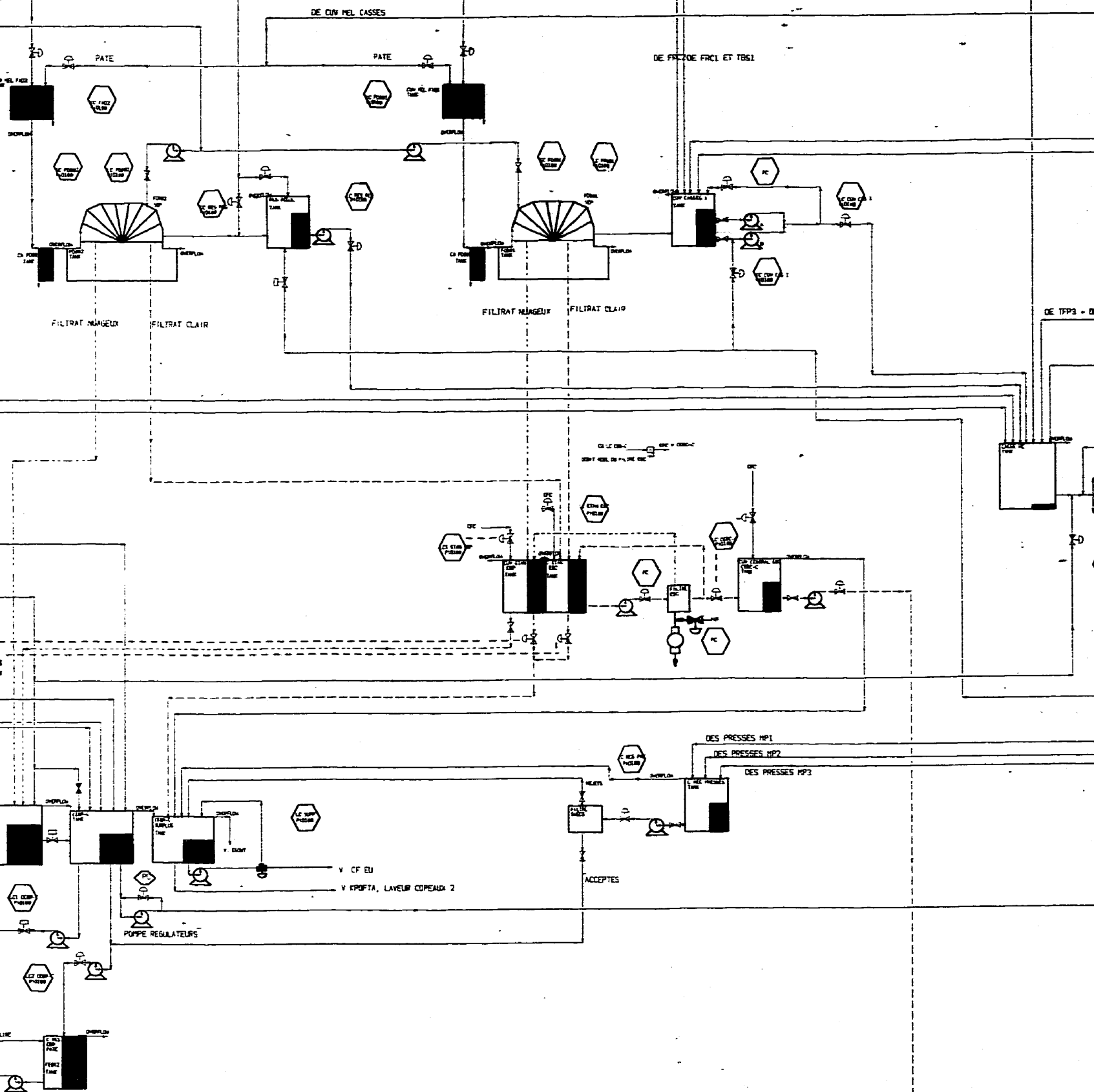
FILTRAT CLAIR

V FILTRES MPI 2,3
SI ARRÊT PAQ1, 2, V FILTRE EBC
DONC V CEBR-C, NORMALEMENT NON

DE CEBR-C
V FST1, TANTIS SEC, DOUCHES ET RINCEURS DECOLL MPI
V FST2, TANTIS SEC, SILO SEC,
V FST3, SILO SEC, CEBR-3

DE CEBR-C
VERS TBS2, FRC2
VERS TBS3, FRC3, TFP3
VERS REGULATION CONSISTANCE DES PATES
VERS CUVIER MELANGE PTH
VERS TBS1, FRC1

V DESENGRAGE: CUVIER TRANSFERT
ET BOULE ACIDE



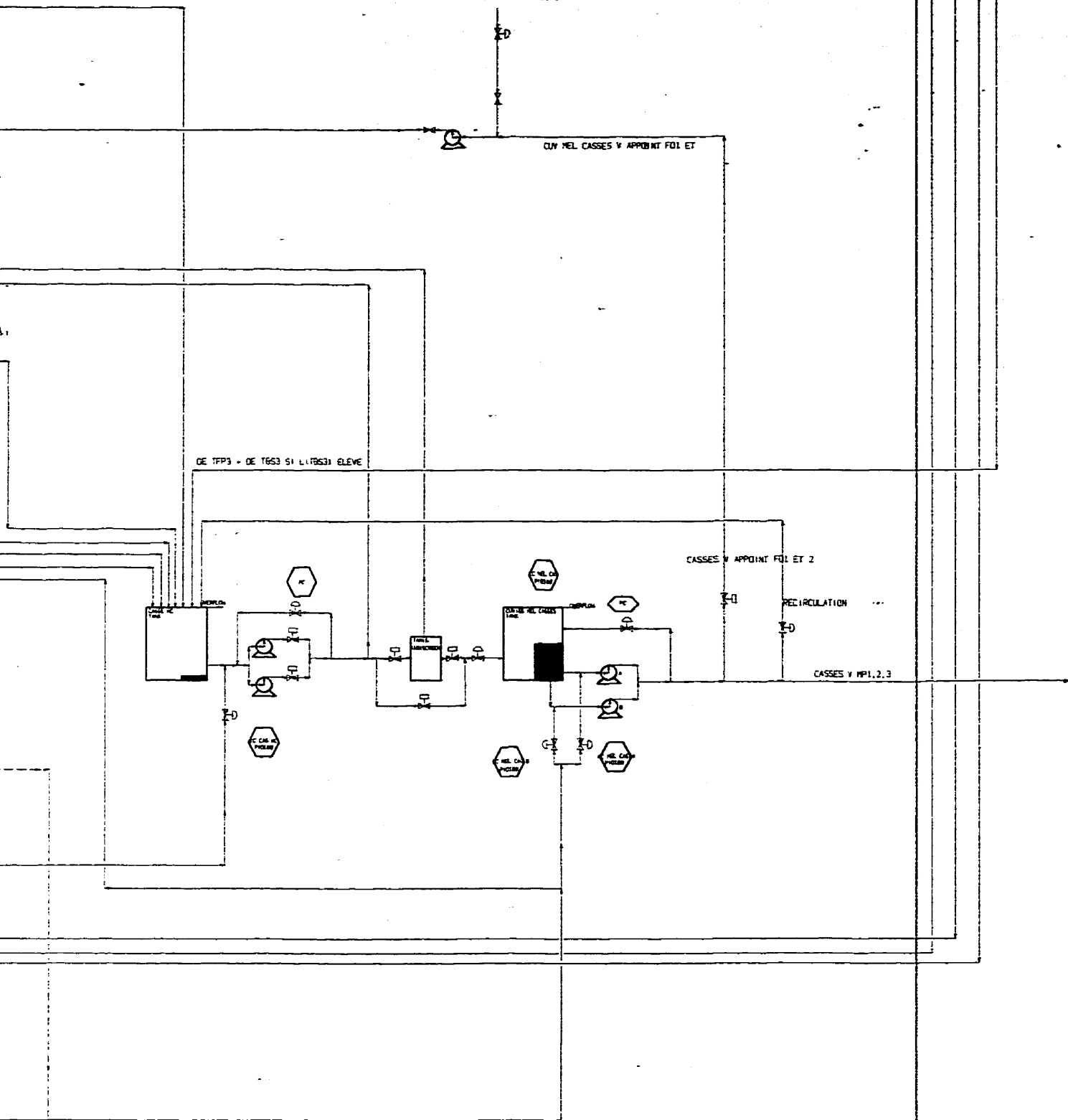


FIGURE A4: SYSTEME COMMUN

ECOLE POLYTECHNIQUE: UNITE DE GENIE PAPETIER

ANNEXE 2: BILANS DE MATIÈRE EN RÉGIME PERMANENT

Paramètres de simulation relatifs à la machine à papier n°1

1. Situation de casse au niveau de la fosse sous le rouleau coucheur: pas de casse
2. Situation de casse au niveau du tritrateur du bout sec: pas de casse
3. Largeur du papier au niveau de la calandre: 4 m
4. Largeur du papier au niveau de l'enrouleuse: 4 m
5. Largeur du papier au niveau de la bobineuse: 3.7 m
6. Consigne du contrôle de grammage: 48.8 g/m^2
7. Consigne du contrôle d'humidité du papier: 8.5 %
8. Vitesse de la machine au niveau de la calandre: 485 m/min
9. Ratio de pâte désencrée à l'entrée du cuvier de mélange: 40 %
10. Ratio des cassés à l'entrée du cuvier de mélange: 50 %
11. Consigne du contrôle de pression de la caisse d'arrivée: 132.5 kPa
12. Surface d'ouverture de la règle de la caisse d'arrivée : 0.039 m^2
13. Consigne du contrôle de débit des rejets du tamis primaire: 606 L/min
14. Taux de rejets du tamis primaire: 2.5 %
15. Consigne du contrôle de débit des rejets du tamis secondaire: 100 L/min
16. Taux de rejets du tamis secondaire: 20 %
17. Facteur d'épaississement des épurateurs primaires: 2.4
18. Taux de rejets des épurateurs primaires: 4 %

19. Différentiel de pression au niveau des épurateurs primaires: -317 kPa (-46 psi)
20. Nombre d'épurateurs primaires ouverts de grand format: 10
21. Nombre d'épurateurs primaires ouverts de format moyen: 1
22. Nombre d'épurateurs primaires ouverts de petit format: 4
23. Facteur d'épaississement des épurateurs secondaires: 2.02
24. Taux de rejets des épurateurs secondaires: 6.5 %
25. Différentiel de pression au niveau des épurateurs secondaires: -290 kPa (-42 psi)
26. Nombre d'épurateurs secondaires ouverts de grand format: 2
27. Nombre d'épurateurs secondaires ouverts de format moyen: 0
28. Nombre d'épurateurs secondaires ouverts de petit format: 4
29. Facteur d'épaississement des épurateurs tertiaires: 2.5
30. Taux de rejets des épurateurs tertiaires: 14 %
31. Différentiel de pression au niveau des épurateurs tertiaires: -331kPa (-48 psi)
32. Nombre d'épurateurs tertiaires ouverts de grand format: 0
33. Nombre d'épurateurs tertiaires ouverts de format moyen: 0
34. Nombre d'épurateurs tertiaires ouverts de petit format: 2

Tableau 2.a : Courants principaux de la machine à papier n°1

DÉSIGNATION DU COURANT	DÉBIT TOTAL t/d	CONSISTANCE %	TENEUR EN FINES %
1 - Pâte fraîche du PTM vers cuvier de la machine	1624	3.5	34.1
2 - Pâte désencrée vers cuvier de la machine	1082	3.5	27.9
3 - Pâte des cassés vers cuvier de la machine	1354	3.5	45.1
4 – Pâte sortant du cuvier de la machine vers le silo	4103	3.5	36.4
5 – Pâte sortant du silo vers épurateurs primaires	33182	0.88	60.4
6 – Pâte vers épurateurs primaires de grande taille	23797	0.88	60.4
7 – Pâte vers épurateurs primaires de taille moyenne	2107	0.88	60.4
8 – Pâte vers épurateurs primaires de petite taille	7278	0.88	60.4
9 – Rejets des épurateurs primaires	553	2.12	60.4
10 – Dilution de l'alimentation des épurateurs secondaires	7861	0.49	84.0
11 – Alimentation des épurateurs secondaires	12108	0.60	79.1
12 – Acceptés des épurateurs secondaires	11717	0.57	79.1

DÉSIGNATION DU COURANT	DÉBIT TOTAL t/d	CONSISTANCE %	TENEUR EN FINES %
13 – Rejets des épurateurs secondaires	389	1.21	79.1
14 – Alimentation des épurateurs tertiaires	3912	0.59	82.1
15 – Acceptés des épurateurs tertiaires	3694	0.54	82.1
16 – Rejets des épurateurs tertiaires	219	1.47	82.1
17 – Alimentation du tamis primaire	32630	0.86	60.3
18 – Rejets du tamis primaire	873	0.81	60.0
19 – Dilution de l'alimentation du tamis secondaire	576	0.01	100
20 – Acceptés du tamis secondaire	1305	0.44	60.0
21 – Rejets du tamis primaire	144	0.98	60.0
22 – Acceptés du tamis primaire	31756	0.86	60.4
23 – Alimentation de la caisse d'arrivée	27782	0.86	60.4
24 – Pâte éjectée de la caisse d'arrivée	26610	0.86	60.4
25 – Pâte sortant des écumeurs	1172	0.86	60.4
26 – Eau blanche du silo vers le cuvier d'étanchéité	2120	0.26	100.0

DÉSIGNATION DU COURANT	DÉBIT TOTAL t/d	CONSISTANCE %	TENEUR EN FINES %
27 – Sortie du cuvier d'étanchéité	3220	0.24	100.0
28 – Sortie de la fosse sous le rouleau coucheur	1005	0.59	39.6
29 – Feuille entrée des presses	523	23.1	31.1
30 – Eau vers réservoir de récupération d'eau des presses	897	0.03	100
31 – Feuille entrée sècherie	308	40.5	30.1
32 – Pâte sortie du tritrateur du bout sec	347	2.97	37.6
33 – Feuille sortie de la calandre	136	91.5	30.1

Paramètres de simulation relatifs à la machine à papier n°2

1. Situation de casse au niveau de la fosse sous le rouleau coucheur: pas de casse
2. Situation de casse au niveau du tritrateur du bout sec: pas de casse
3. Largeur du papier au niveau de la calandre: 4 m
4. Largeur du papier au niveau de l'enrouleuse: 4 m
5. Largeur du papier au niveau de la bobineuse: 3.8 m
6. Consigne du contrôle de grammage: 48.8 g/m²
7. Consigne du contrôle d'humidité du papier: 8.5 %
8. Vitesse de la machine au niveau de la calandre: 789 m/min
9. Ratio de pâte désencrée à l'entrée du cuvier de mélange: 14 %
10. Ratio des cassés à l'entrée du cuvier de mélange: 47 %
11. Consigne du contrôle de pression de la caisse d'arrivée: 185 kPa
12. Surface d'ouverture de la règle de la caisse d'arrivée : 0.033 m²
13. Consigne du contrôle de débit des rejets du tamis primaire: 600 L/min
14. Taux de rejets du tamis primaire: 5 %
15. Consigne du contrôle de débit des rejets du tamis secondaire: 300 L/min
17. Taux de rejets du tamis secondaire: 20 %
18. Facteur d'épaississement des épurateurs primaires: 1.4
19. Taux de rejets des épurateurs primaires: 10 %
20. Différentiel de pression au niveau des épurateurs primaires: -345 kPa
21. Nombre d'épurateurs primaires ouverts de grand format: 18

- 22. Nombre d'épurateurs primaires ouverts de format moyen: 0
- 23. Nombre d'épurateurs primaires ouverts de petit format: 2
- 24. Facteur d'épaississement des épurateurs secondaires: 2.32
- 25. Taux de rejets des épurateurs secondaires: 9.3 %
- 26. Différentiel de pression au niveau des épurateurs secondaires: -310.5 kPa
- 27. Nombre d'épurateurs secondaires ouverts de grand format: 5
- 28. Nombre d'épurateurs secondaires ouverts de petit format: 0
- 29. Facteur d'épaississement des épurateurs tertiaires: 2
- 30. Taux de rejets des épurateurs tertiaires: 12 %
- 31. Différentiel de pression au niveau des épurateurs tertiaires: -48 P.S.I.
- 32. Nombre d'épurateurs tertiaires ouverts de grand format: 2
- 33. Nombre d'épurateurs tertiaires ouverts de petit format: 0

Tableau 2.b : Courants principaux de la machine à papier n°2

DÉSIGNATION DU COURANT	DÉBIT TOTAL t/d	CONSISTANCE %	TENEUR EN FINES %
1 - Pâte fraîche du PTM vers cuvier de la machine	4219	3.5	34.1
2 - Pâte désencrée vers cuvier de la machine	687	3.5	27.9
3 - Pâte des cassés vers cuvier de la machine	2305	3.5	45.1
4 - Pâte sortant du cuvier de la machine vers le silo	7355	3.5	37.2
5 - Pâte sortant du silo vers épérateurs primaires	43070	1.05	56.8
6 - Pâte vers épérateurs primaires de grande taille	39076	1.05	56.8
7 - Pâte vers épérateurs primaires de taille moyenne	0	1.05	56.8
8 - Pâte vers épérateurs primaires de petite taille	4062	1.05	56.8
9 - Rejets des épérateurs primaires	4516	1.47	56.8
10 - Dilution de l'alimentation des épérateurs secondaires	5118	0.52	81.4
11 - Alimentation des épérateurs secondaires	12388	0.82	71.0
12 - Acceptés des épérateurs secondaires	11892	0.78	70.4

DÉSIGNATION DU COURANT	DÉBIT TOTAL t/d	CONSISTANCE %	TENEUR EN FINES %
13 – Rejets des épurateurs secondaires	496	1.91	76.3
14 – Alimentation des épurateurs tertiaires	4461	0.71	79.9
15 – Acceptés des épurateurs tertiaires	4193	0.67	83.5
16 – Rejets des épurateurs tertiaires	268	1.42	53.1
17 – Acceptés des épurateurs primaires	39993	1.019	56.8
18 – Alimentation des tamis primaires	44129	0.99	57.3
19 – Dilution de l'alimentation du tamis secondaire	1872	0.52	81.4
20 – Pâte d'alimentation du tamis secondaire	3600	0.90	49.7
21 – Rejets du tamis secondaire	432	1.50	12.4
22 – Acceptés du tamis secondaire	3888	0.77	61.9
23 – Alimentation de la caisse d'arrivée	42401	0.98	58.5
24 – Pâte de la caisse d'arrivée vers le silo secondaire	5511	0.98	58.5
25 – Pâte éjectée de la caisse d'arrivée	36890	0.98	58.5

DÉSIGNATION DU COURANT	DÉBIT TOTAL t/d	CONSISTANCE %	TENEUR EN FINES %
26 – Eau blanche du silo vers la fosse sous le rouleau coucheur	3460	0.52	81.4
27 – Sortie de la fosse sous le rouleau coucheur	3982	0.99	57.9
28 – Feuille entrée des presses	1179	17.21	30.4
29 – Eau vers réservoir de récupération d'eau des presses	661	0.01	100
30 – Feuille entrée sècherie	518	39.18	30.4
31 – Pâte sortie du tritrateur du bout sec	371	3.02	36.9
32 – Feuille sortie de la calandre	222	61.5	30.4

Paramètres de simulation relatifs à la machine à papier n°3

1. Situation de casse au niveau de la fosse sous le rouleau coucheur: pas de casse
2. Situation de casse au niveau du triturateur du bout sec: pas de casse
3. Largeur du papier au niveau de la calandre: 4 m
4. Largeur du papier au niveau de l'enrouleuse: 3.9 m
5. Largeur du papier au niveau de la bobineuse: 3.8 m
6. Consigne du contrôle de grammage: 48.8 g/m²
7. Consigne du contrôle d'humidité du papier: 8.5 %
8. Vitesse de la machine au niveau de la calandre: 1052 m/min.
9. Ratio de pâte désencrée à l'entrée du cuvier de mélange: 14.9 %
10. Ratio des cassés à l'entrée du cuvier de mélange: 50 %
11. Consigne du contrôle de pression de la caisse d'arrivée: 253 kPa
12. Surface d'ouverture de la règle de la caisse d'arrivée : 0.042 m²
13. Consigne du contrôle de débit des rejets du tamis primaire: 625 L/min.
14. Taux de rejets du tamis primaire: 5 %
15. Consigne du contrôle de débit des rejets du tamis secondaire: 500 L/min.
16. Taux de rejets du tamis secondaire: 5 %
17. Facteur d'épaississement des épurateurs primaires: 1.6
18. Taux de rejets des épurateurs primaires: 14 %
19. Différentiel de pression au niveau des épurateurs primaires: -400 kPa
20. Nombre d'épurateurs primaires ouverts de grand format: 4
21. Nombre d'épurateurs primaires ouverts de format moyen: 0

- 22. Nombre d'épurateurs primaires ouverts de petit format: 32
- 23. Facteur d'épaississement des épurateurs secondaires: 2.0
- 24. Taux de rejets des épurateurs secondaires: 10 %
- 25. Différentiel de pression au niveau des épurateurs secondaires: -321.5 kPa
- 26. Nombre d'épurateurs secondaires ouverts de grand format: 0
- 27. Nombre d'épurateurs secondaires ouverts de petit format: 8
- 28. Facteur d'épaississement des épurateurs tertiaires: 2
- 29. Taux de rejets des épurateurs tertiaires: 10 %
- 30. Différentiel de pression au niveau des épurateurs tertiaires: -321.5 kPa
- 31. Nombre d'épurateurs tertiaires ouverts de grand format: 3
- 32. Nombre d'épurateurs tertiaires ouverts de petit format: 0

Tableau 2.c : Courants principaux de la machine à papier n°3

DÉSIGNATION DU COURANT	DÉBIT TOTAL t/d	CONSISTANCE %	TENEUR EN FINES %
1 - Pâte fraîche du PTM vers cuvier de la machine	5714	3.50	34.1
2 - Pâte désencrée vers cuvier de la machine	1001	3.50	27.9
3 - Pâte des cassés vers cuvier de la machine	3357	3.50	45.1
4 - Pâte sortant du cuvier de la machine vers le silo	10070	3.50	37.2
5 - Pâte sortant du silo vers épurateurs primaires	80150	1.08	64.9
6 - Pâte vers épurateurs primaires de grande taille	11326	1.08	64.9
7 - Pâte vers épurateurs primaires de taille moyenne	0	1.08	64.9
8 - Pâte vers épurateurs primaires de petite taille	68824	1.08	64.9
9 - Rejets des épurateurs primaires	7013	1.74	64.9
10 - Dilution de l'alimentation des épurateurs secondaires	2915	0.73	84.5
11 - Alimentation des épurateurs secondaires	15422	1.25	70.9
12 - Acceptés des épurateurs secondaires	14652	1.19	70.9

DÉSIGNATION DU COURANT	DÉBIT TOTAL t/d	CONSISTANCE %	TENEUR EN FINES %
13 – Rejets des épurateurs secondaires	771	2.51	70.9
14 – Alimentation des épurateurs tertiaires	5783	0.97	79.7
15 – Acceptés des épurateurs tertiaires	5494	0.91	79.7
16 – Rejets des épurateurs tertiaires	289	1.93	79.7
17 – Acceptés des épurateurs primaires	73138	1.02	64.9
18 – Alimentation des tamis primaires	72028	1.04	65.1
19 – Dilution de l'alimentation du tamis secondaire	1800	0.59	87.4
20 – Pâte d'alimentation du tamis secondaire	3600	1.33	70.0
21 – Rejets du tamis secondaire	720	0.33	70.0
22 – Acceptés du tamis secondaire	2880	1.59	70.0
23 – Alimentation de la caisse d'arrivée	70203	0.98	63.9
24 – Pâte de la caisse d'arrivée vers le silo secondaire	7020	0.98	63.9
25 – Pâte éjectée de la caisse d'arrivée	63183	0.98	63.9

DÉSIGNATION DU COURANT	DÉBIT TOTAL t/d	CONSISTANCE %	TENEUR EN FINES %
26 – Eau blanche du silo vers le cuvier d'eau blanche riche	5388	0.73	84.4
27 – Sortie cuvier d'eau blanche riche	8268	0.59	87.4
28 – Feuille entrée des presses	1735	15.7	21.6
29 – Eau vers réservoir de récupération d'eau des presses	1778	0.08	100
30 – Feuille entrée sècherie	677	40.0	21.5
31 – Pâte sortie du tritrateur du bout sec	649	3.8	30.7
32 – Feuille sortie de la calandre	296	91.5	21.5